

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**



Инженерная школа природных ресурсов
Направление подготовки: 21.04.01 нефтегазовое дело
Отделение нефтегазового дела

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Влияние состава газа на степень извлечения углеводородов C₅₊ из сырья установки подготовки газа методом низкотемпературной сепарации (Томская область)

УДК 665.522.2

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2БМ6В	Гатиятов Артур Рамильевич		28.05.2018

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Шишмина Людмила Всеволодовна	К.Х.Н., С.Н.С.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Романюк Вера Борисовна	К.Э.Н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Абраменко Никита Сергеевич			

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Нефтегазовое дело	Зятиков Павел Николаевич	Д.Т.Н..		

Томск – 2018 г.

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ ПО ООП

<i>Код результата</i>	<i>Результат обучения</i>
P1	Применять естественнонаучные, математические, гуманитарные, экономические, инженерные, технические и глубокие профессиональные знания в области современных нефтегазовых технологий для решения прикладных междисциплинарных задач и инженерных проблем, соответствующих профилю подготовки
P2	Планировать и проводить аналитические и экспериментальные исследования с использованием новейших достижений науки и техники, уметь критически оценивать результаты и делать выводы, полученные в сложных и неопределённых условиях; использовать принципы изобретательства, правовые основы в области интеллектуальной собственности
P3	Проявлять профессиональную осведомленность о передовых знаниях и открытиях в области нефтегазовых технологий с учетом передового отечественного и зарубежного опыта; использовать инновационный подход при разработке новых идей и методов проектирования объектов нефтегазового комплекса для решения инженерных задач развития нефтегазовых технологий, модернизации и усовершенствования нефтегазового производства
P4	Выбирать оптимальные решения в многофакторных ситуациях, владеть методами и средствами технического моделирования производственных процессов и объектов нефтегазовой отрасли; управлять технологическими процессами, обслуживать оборудование, использовать любой имеющийся арсенал технических средств, обеспечивать высокую эффективность при разработке нефтегазовых объектов
P5	Самостоятельно учиться и непрерывно повышать квалификацию в течение всего периода профессиональной деятельности; активно владеть иностранным языком на уровне, позволяющем работать в интернациональной среде, разрабатывать документацию и защищать результаты инженерной деятельности
P6	Работать эффективно в качестве члена и руководителя команды, умение формировать задания и оперативные планы всех видов деятельности, распределять обязанности членов команды, нести ответственность за результаты работы; координировать работу групп по извлечению и совершенствованию добычи нефти, газа и газового конденсата, передавать знания через наставничество и консультирование
P7	Внедрять, эксплуатировать и обслуживать современные машины и механизмы для реализации технологических процессов нефтегазовой области, обеспечивать их высокую эффективность, соблюдать правила охраны здоровья и безопасности труда, выполнять требования по защите окружающей среды
P8	Проявлять профессиональную осведомленность о передовом отечественном и зарубежном опыте в моделировании динамически вязких сред и низкопроницаемых коллекторов
P9	Предлагать процедуры оценки эффективности промысловых работ и оптимизации работы оборудования при добыче нефти, газа и газового конденсата, обеспечение энергоэффективности технологических процессов
P10	Обеспечивать внедрение новых методов, материалов и нефтегазового оборудования в осложненных условиях эксплуатации нефтяных и газовых скважин, прогнозировать режимы безопасной работы нефтегазового оборудования по динамическим, локальным и осредненным параметрам
P11	Контролировать выполнение требований регламентов для обеспечения добычи нефти, газа и газового конденсата и повышение интенсификации притока скважинной продукции
P12	Совершенствовать, разрабатывать мероприятия и/или подготавливать бизнес-предложения по технологическому процессу и технологическим мероприятиям при добыче нефти, газа и газового конденсата на основе производственного менеджмента и планирования работ в сфере нефтегазодобычи
P13	Корректировать программы работ по добыче нефти, газа и газового конденсата, выбирать и принимать решения в нестандартных ситуациях, опираясь на государственные стандарты в области нефтегазодобычи

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**



Инженерная школа природных ресурсов
Направление подготовки: 21.04.01 нефтегазовое дело
Отделение нефтегазового дела

УТВЕРЖДАЮ:
Руководитель ООП
_____ Зятиков П.Н.

ЗАДАНИЕ
на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

магистерской диссертации

Студенту:

Группа	ФИО
2БМ6В	Гатиятову Артуру Рамильевичу

Тема работы:

Влияние состава газа на степень извлечения углеводородов C ₅₊ из сырья установки подготовки газа методом низкотемпературной сепарации (Томская область)	
Утверждена приказом директора	01.03.2018 №1396/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	28.05.2018
--	------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе	Тексты и графические материалы отчетов и научно-исследовательских работ, технически регламент установки подготовки газа, нормативные документы, проект разработки месторождения, фондовая и периодическая литература, монографии, учебники
Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов	<ol style="list-style-type: none"> 1. Введение 2. Влияние технологических факторов на качество подготовки газа методом низкотемпературной сепарации 3. Направления совершенствования низкотемпературной технологии подготовки газа 4. Постановка задачи исследования 5. Объект и методы исследования 6. Анализ технологии отбензинивания газа для повышения технологической эффективности подготовки газа 7. Результаты и их обсуждение

	8. Финансовый менеджмент 9. Социальная ответственность 10. Заключение
Перечень графического материала	1. Обзорная карта расположения месторождения 2. Геологический разрез 3. Характеристика месторождения 4. Цель работы, задачи 5. Технологическая схема низкотемпературной сепарации газа 6. Моделирующая схема действующей технологии подготовки газа методом низкотемпературной сепарации 7. Сравнительный анализ влияния состава газа на эффект детандирования 8. Выводы
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы	
Раздел	Консультант
Финансовый менеджмент	Доцент Романюк Вера Борисовна
Социальная ответственность	Ассистент Абраменко Никита Сергеевич
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:	
Факторы, влияющие на процесс низкотемпературной сепарации	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	15.04.2017
---	------------

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Шишмина Людмила Всеволодовна	к.х.н., с.н.с.		15.04.2017

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2БМ6В	Гатиятов Артур Рамильевич		15.04.2017

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа 110 с., 16 рис., 21 табл., 24 источника, 2 прил.

Ключевые слова: МЕСТОРОЖДЕНИЕ, ПРИРОДНЫЙ ГАЗ, СЕПАРАЦИЯ, ОСУШКА, ТОВАРНЫЙ ГАЗ, ТОЧКА РОСЫ, МОДЕЛИРОВАНИЕ, ASPEN HYSYS, КОНДЕНСАТ, СТЕПЕНЬ ИЗВЛЕЧЕНИЯ

Объектом исследования является установка комплексной подготовки газа X1 нефтегазоконденсатного месторождения.

Цель работы – определение технологических параметров низкотемпературной сепарации для максимального извлечения пропан-бутановой фракции и углеводородов C_{5+} при изменении состава сырья.

В процессе исследования проводились: моделирование технологической схемы, существующей УКПГ с помощью программного комплекса Aspen HYSYS; исследование зависимости эффекта детандирования от состава газа, давления и температуры сырья; исследование влияния состава сырья на степень извлечения жидкой фазы, оценивалась эффективность охлаждения газа в турбине ТДА.

В результате исследования установлено: более высокий эффект детандирования достигается при подготовке «тощего» газа. Высокая холодопроизводительность турбодетандерных агрегатов достигается при наименьшем давлении газа на входе в детандер (при одинаковом перепаде давления). Совместная подготовка газа газоконденсатного месторождения и попутного нефтяного повышает степень извлечения углеводородов C_{5+} на 12,5 %, но снижает степень извлечения пропан-бутановой фракции на 14,4 %. Установлены оптимальные технологические параметры турбодетандерного агрегата для большего извлечения углеводородов C_{3+} , что позволяет повысить степень извлечения углеводородов C_{5+} на 7%, C_3 – C_4 на 10% из сырья X1 месторождения.

Основные конструктивные, технологические и технико-эксплуатационные характеристики: технологические параметры турбодетандерного агрегата: входное давление – 7,0 МПа, входная температура – минус 15 °С, температура сепарации – минус 35 °С, частота вращения вала 17500 об/мин.

Область применения: установки комплексной подготовки природного газа, с применением турбодетандерных агрегатов.

Экономическая эффективность: применение турбодетандерных агрегатов позволяет получить годовой экономический эффект в размере 862,9 млн.руб.

В будущем целесообразно использовать полученные результаты при оптимизации подготовки газа на других газоконденсатных месторождениях.

Обозначения и сокращения

АВО – аппарат воздушного охлаждения;

ГВК – газовойодяной контакт;

ГПА – газоперекачивающий аппарат

ДКС – дожимная компрессорная станция;

КИПиА – контрольно-измерительные приборы и аппараты;

МГ – магистральный газопровод;

МПП – модуль подготовки газа;

НГКМ – нефтегазоконденсатное месторождение;

НКТ – насосно-компрессорные трубы;

НТС – низкотемпературная сепарация;

ООО – общество с ограниченной ответственностью;

ТДА – турбодетандерный агрегат;

УВ – углеводороды;

УКПГиК – установка комплексной подготовки газа и конденсата;

Инженерная школа природных ресурсов
Направление: 21.04.01 нефтегазовое дело
Уровень образования: магистр
Отделение нефтегазового дела
Период выполнения: весенний семестр 2017/2018 учебного года

Форма представления работы:

магистерская диссертация

**КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ–ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы**

Срок сдачи студентом выполненной работы:	28.05.2018
--	------------

Дата текущего контроля*	Название раздела / вид работы	Процент выполнения
20.01.2018	Введение	5
27.02.2018	Обзор литературы по теме: факторы, влияющие на процесс низкотемпературной сепарации	10
4.03.2018	Аналитический обзор по теме: зависимость величины дроссельного эффекта от различных факторов	10
5.03.2018	Постановка задачи исследования	5
7.03.2018	Характеристика объекта и метода исследования	5
14.03.2018	Технологическая часть: характеристика технологии, сырья, продукции действующей установки подготовки газа	5
23.04.2018	Исследование по модернизации технологии подготовки	20
	Анализ и обсуждение результатов	10
25.04.2018	Оценка эффективности предложения	5
30.04.2018	Раздел «Финансовый менеджмент»	5
	Раздел «Социальная ответственность»	5
1.05.2018	Заключение	3
2.05.2018	Реферат	2
7.05.2018	Предварительная защита	3
10.05.2018	Написание пояснительной записки	3
15.05.2018	Подготовка доклада и оформление доклада	4
	Итого	100

Составил преподаватель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Шишмина Л.В.	к.х.н., с.н.с.		1.09.2017

Согласовано:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Нефтегазовое дело	Зятиков П.Н.	д.т.н.		1.09.2017

Оглавление

Введение	10
1 Факторы, влияющие на процесс низкотемпературной сепарации	12
1.1 Влияние давления	17
1.2 Влияние температуры	19
1.3 Влияние числа ступеней сепарации	19
1.4 Влияние конденсатного фактора.....	19
1.5 Влияние состава сырья	23
2 Зависимость дроссельного эффекта от различных факторов	25
2.1 Зависимость дроссельного эффекта от состава газа, давления и температуры исходного сырья	25
2.2 Зависимость дроссель-эффекта от технологии подготовки газа	30
2.3 Подготовка природного газа с низким конденсатным фактором	32
3 Постановка задачи исследования	35
4 Объект и методы исследования.....	38
4.1 Геологическая характеристика месторождения	39
4.1.1 Литолого-стратиграфическая характеристика разреза	39
4.1.2 Тектоника	41
4.1.3 Нефтегазоносность	41
4.1.4 Фильтрационно-емкостные свойства пород коллектора	43
4.2 Текущее состояние разработки	43
4.3 Характеристика программного комплекса HYSYS	46
5 Анализ технологии отбензинивания газа для повышения технологической эффективности подготовки газа	48
5.1 Анализ действующей технологии низкотемпературной сепарации газа	48
5.2 Зависимость эффекта детандирования от состава газа, давления и температуры сырья	52
5.3 Влияние состава сырья на степень извлечения жидкой фазы	57
5.4 Оценка эффективности охлаждения газа в турбине ТДА.....	65
6 Финансовый менеджмент	70

6.1 Расчет капитальных вложений	70
6.2 Расчет дополнительных эксплуатационных издержек.....	70
6.3 Расчет экономических показателей.....	71
7 Социальная ответственность	75
7.1 Производственная безопасность	76
7.1.1 Анализ вредных факторов.....	76
7.1.2 Анализ опасных факторов.....	81
7.2 Экологическая безопасность	83
7.2.1 Анализ воздействия объекта на атмосферу	83
7.2.2 Анализ воздействия объекта на гидросферу	83
7.2.3 Анализ воздействия объекта на литосферу	84
7.3 Безопасность в чрезвычайных ситуациях.....	84
7.3.1 Анализ возможных ЧС	84
7.3.2 Меры по предупреждению взрыво и пожароопасной обстановки....	84
7.3.3 Действия в результате возникшей ЧС и меры по ликвидации её последствий	86
7.4 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	87
7.4.1. Правовые основы экологической политики	87
7.4.2 Документы, регулирующие отношения природопользователя с местной администрацией.....	88
Заключение	90
Список использованных источников	92
Приложение А	95
Приложение Б.....	96

Введение

Рациональная и эффективная разработка газовых, газоконденсатных месторождений, соблюдение необходимых природоохранных мер, обеспечение заданных объемов добычи газообразных и жидких углеводородов, их переработка и подготовка к транспорту согласно действующим нормам и стандартам, формирование сырьевой базы и получение прибыли являются основными целями нефтегазовых компаний.

На протяжении многих лет лидером по добыче газа является Западная Сибирь, где Томская область, являясь её неотъемлемой частью, разрабатывает газовые и газоконденсатные месторождения [18].

Сегодня Томская область входит в десятку крупнейших нефтегазодобывающих регионов России. За полвека добыто более полмиллиарда тонн ценного углеводородного сырья. К категории нефтегазоперспективных площадей относятся 72% территории нашего региона. Разведанные запасы нефти категорий А+В+С₁ – 670 млн тонн, 357 млрд куб. м³ свободного, а также растворенного газа и 34 млн тонн газоконденсата [17].

Крупным газоконденсатным месторождением Томской области является Х1, введенное в эксплуатацию в 1999 году. Подготовка газа ведется на установке комплексной подготовки газа и конденсата методом низкотемпературной сепарации.

Метод низкотемпературной сепарации является одним из самых распространённых и эффективных методов подготовки газоконденсатного сырья, позволяющих получать не только осушенный товарный газ, но и газовый конденсат. Данный метод позволяет без огромных начальных капиталовложений получать товарные продукты, за счет энергии пластового газа.

Помимо Х1 газа, сырьем УКПГиК является газ Х4 газоконденсатного месторождения, а также попутные нефтяные газы Х2, Х3 и Х5 месторождений, которые утилизируются согласно действующего постановления правительства РФ, устанавливающего требование к нефтегазовым компаниям по утилизации

95% добываемого попутного нефтяного газа, и ограничивающее объем его сжигания в факелах на месторождениях и повышающее платежи за сверхлимитное сжигание газа.

При смешении газов, поступающих на установку на входе Х1 УКПГиК, имеем измененный состав и конденсатный фактор. Начальный конденсатный фактор Х1 месторождения составлял свыше 100 г/м^3 . Как известно, с годами эксплуатации конденсатный фактор снижается, что приводит к уменьшению извлечения из природного газа ценных для нефтехимии углеводородов, таких как пропан, бутан, пентан и высшие, в то время как важнейшей задачей разработки продуктивного углеводородсодержащего пласта является достижение максимальной углеводородоотдачи. Поэтому дальнейшее снижение конденсатного фактора требует рассмотрения специфики промысловой подготовки газа. В данном вопросе также огромное значение имеет влияние уноса жидкости на температуру точки росы по углеводородам, степень извлечения C_{5+} и другие особенности.

Как показали исследования некоторых авторов [5,9] фазовое поведение пластовых флюидов с низким конденсатным фактором имеет свои особенности. Поэтому, задача обеспечения качественной сепарации на установках НТС для газов с низким конденсатным фактором оказывается более актуальной, чем для газов с высоким конденсатным фактором, так как в настоящее время началось освоение новой группы газоконденсатных месторождений с низким содержанием углеводородов C_{5+} в пластовых флюидах Чаяндинского, Харасавэйского НГКМ.

Поэтому, целью работы является исследование эффективности технологии низкотемпературной сепарации газа на установке комплексной подготовки газа и конденсата Х1 нефтегазоконденсатного месторождения в зависимости от состава сырья, поступающего на установку.

1 Факторы, влияющие на процесс низкотемпературной сепарации

В настоящее время основным низкотемпературным процессом промысловой подготовки газа газоконденсатных месторождений России является процесс низкотемпературной сепарации с охлаждением газа за счет расширения газа. Расширение газа можно осуществлять двумя способами: без совершения внешней работы – расширение в дросселе (дросселирование); с совершением внешней работы – расширение газа в детандерах (детандирование) [16]. При дросселировании энтальпия газа не изменяется.

Дросселирование

Явление изменения температуры реального газа при его дросселировании получило название дроссельного эффекта, или эффекта Джоуля Томсона. Дроссельный эффект считается положительным, если при дросселировании газ охлаждается, и отрицательным, если газ нагревается.

Температура газа, при которой дроссельный эффект обращается в нуль, называется инверсионной ($T_{инв}$). Большинство газов имеют высокую инверсионную температуру и при дросселировании охлаждаются. Отрицательным дроссельным эффектом обладают водород и гелий, которые в отличие от других газов, при дросселировании нагреваются [23]. Однако при температурах ниже инверсионной водород ($T_{инв} = \text{минус } 73^\circ\text{C}$) и гелий ($T_{инв} = \text{минус } 243^\circ\text{C}$) также охлаждаются в случае расширения при $i = \text{const}$, т.е. приобретают положительный дроссельный эффект.

Отношение бесконечно малого изменения температуры к вызывающему его бесконечно малому понижению давления газа называют дифференциальным дроссельным эффектом. Однако в практических расчетах за дифференциальный дроссельный эффект принимают изменение температуры реального газа, обусловленное изменением его давления на одну единицу.

$$\delta = \frac{T_1 - T_2}{P_1 - P_2} \quad (1.1)$$

где T_1 и T_2 – температура газа перед дросселем и после соответственно, P_1 и P_2 – давление газа перед дросселем и после соответственно.

Процесс дросселирования является изохнтальпийным и при характерных термобарических условиях функционирования промысловых установок для газоконденсатных залежей северных месторождений приводит к значительному снижению температуры обрабатываемого газа (в диапазоне 3–4,5 градуса на 1 МПа, причем величина дифференциального дроссель-эффекта зависит от состава газоконденсатной смеси и возрастает с понижением температуры газа до дросселя). Таким образом, метод НТС по своей основной идее основан на конденсации гомологов метана из природного газа, обычно при температуре от минус 10 до минус 30°C, и последующем разделении жидкой и газовой фаз, находящихся в состоянии, достаточно близком к термодинамическому равновесию [7].

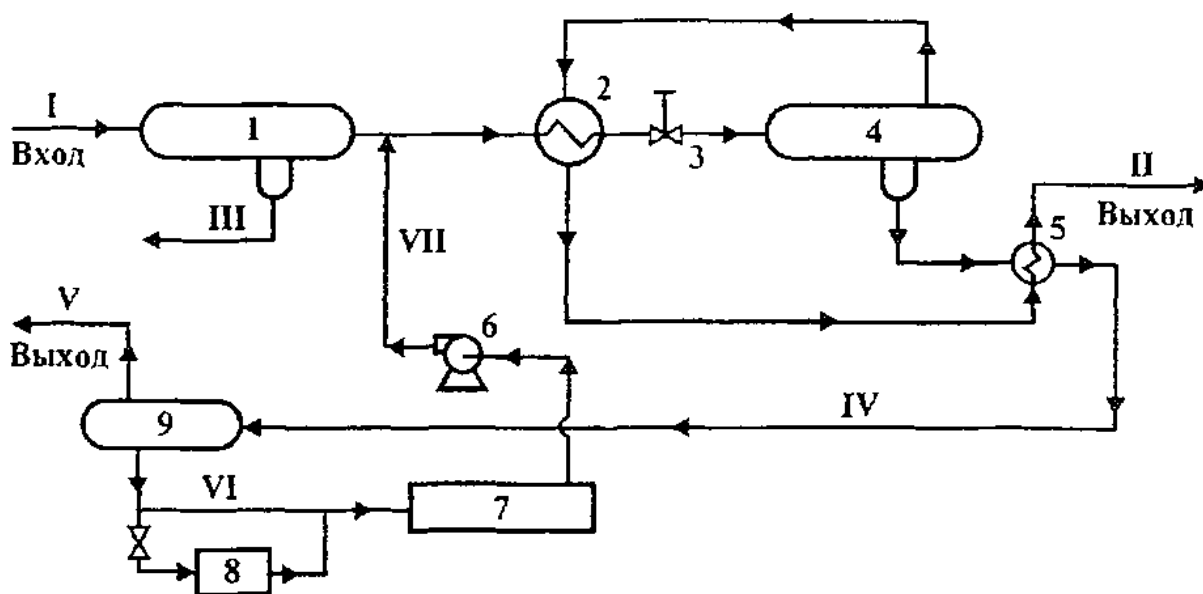


Рисунок 1.1 – Схема установки НТС продукции газоконденсатных скважин: 1,4 – сепараторы; 2, 5 – теплообменники; 3 – штуцер (дроссель); 6 – насос; 7 – установка регенерации гликоля; 8 – фильтр; 9 – трехфазный разделитель; I – сырой газ; II – сухой газ; III – конденсат газовый и вода; IV – конденсат газовый и насыщенный гликоль; V – конденсат газовый; VI – гликоль насыщенный; VII – гликоль регенерированный [7]

Сырой газ со скважин поступает на первую ступень сепарации во входной сепаратор 1, где от газа отделяется водная фаза и нестабильный углеводородный конденсат, выпавшие в стволах скважин и газосборных сетях. Далее отсепарированный газ поступает в теплообменник 2 типа "газ – газ" для

рекуперации холода с дросселированного газа, где охлаждается на 10–15 °С и более. Охлажденный газ из теплообменника подают на расширительное устройство 3, после которого его температура вследствие эффекта Джоуля-Томсона понижается от минус 10 до минус 30°С. После дроссельного устройства 3 обрабатываемый газ вместе со сконденсировавшейся жидкой фазой поступает в низкотемпературный сепаратор 4, где от него отделяется жидкая фаза (водная и углеводородная), а очищенный от влаги и тяжелых углеводородов (C_{5+}) холодный газ проходит рекуперативный теплообменник 2 в противотоке с "сырым" газом и далее поступает в газопровод в качестве товарного продукта. Теплообменник 2 по потоку холодного осушенного газа в начальный период эксплуатации может частично байпасироваться (при наличии избыточного давления на входе в установку). Эффективность охлаждения газа посредством использования процесса изоэнтальпийного расширения газа с рекуперацией холода может достигать 10–12°С на 1 МПа свободного перепада.

Расчеты показывают, что в теплообменнике, дросселе и низкотемпературном сепараторе термобарические параметры природного газа отвечают области стабильности газовых гидратов кубической структуры II. Для предотвращения образования гидратов используются ингибиторы гидратообразования. Впрыск ингибитора гидратообразования предусматривается как перед теплообменником 2, так и перед дросселем в объеме, необходимом для предупреждения гидратов с тем, чтобы обеспечить безгидратный режим эксплуатации технологического оборудования. При повышенном содержании парафинов в газе для предотвращения их отложения в теплообменнике и низкотемпературном сепараторе находят применение комплексные ингибиторы, предупреждающие как образование гидратов, так и отложение парафинов.

Водная фаза (т.е. водный раствор ингибитора) и углеводородный конденсат, выделившиеся в сепараторе, поступают в разделитель 9, где углеводородный конденсат частично дегазируется. Далее конденсат направляют на установку его стабилизации (в простейшем случае это может быть

выветриватель), дебутанизированный конденсат поступает на отдельную газофракционирующую установку (с целью получения дизтоплива, бензина газоконденсатного, пропеллентов, хладагентов и других целевых продуктов).

Представленную на рисунке 1.1 принципиальную схему технологии НТС следует назвать схемой с двухступенчатой сепарацией газа. Ступеней сепарации газа может быть и больше двух. Так, если включить в технологическую схему перед дросселем дополнительный промежуточный сепаратор (после теплообменника 2 перед дросселем 3), то сепарация природного газа станет трехступенчатой. Схемы низкотемпературной сепарации с числом ступеней сепарации больше трех в промысловых условиях практически не используются (в то же время многоступенчатые каскадные схемы сепарации находят применение в низкотемпературных схемах абсорбции, конденсации и ректификации для глубокого извлечения из природного газа этана, пропана и бутанов, но эти низкотемпературные процессы не являются собственно процессом НТС).

Детандирование

Работа турбодетандерных агрегатов, предназначенных для получения холода в установках НТС, основана на принципе политропического расширения газа с совершением внешней работы. Внешнюю работу можно использовать для вращения вала компрессора; в котором газ дожимается до давления, равного давлению в газопроводе. Хладопроизводительность турбодетандерного агрегата зависит от степени расширения газа и обеспечивает поддержание низкотемпературного режима сепарации газа на установке НТС на завершающих стадиях эксплуатации месторождений. В газовой промышленности используют турбодетандерные агрегаты (детандер-компрессор).

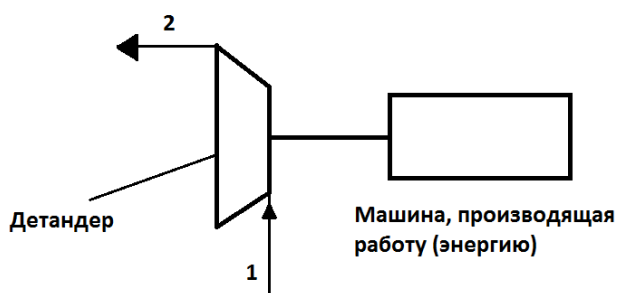


Рисунок 1.2 – Схема охлаждения газа в детандере [19]

1 – газ высоконапорный; 2 – газ низконапорный

Использование турбодетандеров в установках низкотемпературной сепарации газа было предложено А. И. Арутюновым и В. И. Ивановым в 1962 г. когда была разработана конструкция опытного образца турбодетандера-компрессора (турбокомпрессора). Охлаждение газа при его изоэнтропийном расширении газа происходит более глубокое охлаждение газа [4]. Причем, чем ниже давление, тем больше разница в температурах газа при разных способах расширения.

В настоящее время, одна из эффективных модернизаций современных УКПГ является установка турбодетандерных агрегатов. На X1 НГКМ завершаются работы по установке третьего ТДА в модуле подготовки газа.

Достоинства технологии НТС:

- низкие капитальные расходы и эксплуатационные затраты, особенно в начальный период эксплуатации при наличии свободного перепада давления;
- осушка газа до требуемых отраслевым стандартом кондиций;
- простота в эксплуатации и техническом обслуживании, тем самым возможно использование технического персонала средней квалификации (это обстоятельство и позволяет осуществлять процесс в промышленных условиях);
- легкость автоматизации и регулирования технологического процесса в условиях газопромысла;
- возможное постепенное дополнение и модернизация технологии при снижении пластового давления.

Именно все эти несомненные достоинства процесса низкотемпературной сепарации и его последующих модификаций обеспечили широкую

распространенность в отечественной практике установок НТС для промышленной обработки природных газов газоконденсатных месторождений.

Недостатки технологии НТС [7]:

- несовершенство термодинамического процесса однократной конденсации, при этом извлечение из природного газа целевых компонентов при заданных температуре и давлении в конечном низкотемпературном сепараторе зависят только от состава исходной смеси;

- падение пластового давления в процессе эксплуатации (при этом содержание углеводородного конденсата в пластовом газе уменьшается), так что "свободный перепад" давления на дросселе уменьшается (происходит, как иногда образно говорят, "исчерпание" дроссель-эффекта) и, следовательно, повышается температура сепарации, в результате не только удельное количество, но и степень извлечения целевых компонентов уменьшается;

- термодинамическое несовершенство изоэнтальпийного расширения газа как холодопроизводящего процесса (потенциальная работа, которую мог бы совершить расширяющийся газ, "усваивается" потоком в форме теплоты, тем самым эффективность охлаждения снижается).

Эффективность работы установок низкотемпературной сепарации в значительной степени зависит от изменения состава сырьевого газа, температуры, давления, числа ступеней сепарации и эффективности оборудования [14].

1.1 Влияние давления

Исходное давление сепарации на установках НТС определяется давлением транспорта газа в магистральном трубопроводе. Как правило, технологическое давление на установках НТС находится в пределах 5,0–7,5 МПа и оно не оказывает значительного влияния на степень извлечения компонентов C_{5+} . Для технологии отбензинивания методом НТС более важным показателем является перепад давления, обеспечивающий низкие температуры сепарации.

Поддержание эффективности работы установок НТС на прежнем уровне при снижении пластового давления обеспечивается за счет ввода в эксплуатацию дожимного компрессорного оборудования и снижения температуры перед дросселем.

Чтобы добиться максимального извлечения компонентов $C_{3+В}$ из природного газа, необходимо выбрать давление и температуру в конечном низкотемпературном сепараторе из требования максимальной конденсации тяжелых углеводородов.

Как показано Степановой [21] для всех углеводородов давление максимальной конденсации с повышением температуры имеет максимум и затем уменьшается до критического давления чистого углеводорода (рис.1.2)

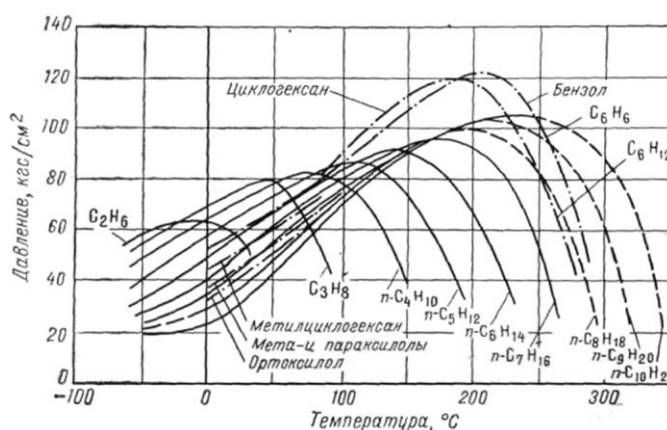


Рисунок 1.2 – Зависимость давления максимальной конденсации углеводородов различного строения от температуры (бинарные смеси метан – углеводород) [21]

Если рассматривать температуры, которые имеют место в промышленных сепараторах (минус 30 – плюс 20°C), то для бинарных смесей, начиная со смеси метан – *n*-пентан до бинарной смеси метан – *n*-декан, давление максимальной конденсации изменяется в пределах от 20 до 60 кгс/см².

Газоконденсатные системы также можно рассматривать как бинарные, состоящие из смеси газа и стабильного конденсата. Анализ фазовых диаграмм газоконденсатных смесей свидетельствует о наличии давления максимальной конденсации углеводородов при заданной температуре сепарации. Зависимость давления максимальной конденсации от состава смеси и температуры представляет практический интерес.

Давление максимальной конденсации газоконденсатных смесей при температурах минус 20—+20 °С также находится в пределах от 20 до 60 кгс/см² [21].

- Кривая зависимости количества выделившегося из газа конденсата от давления при постоянной температуре называется изотермой конденсации.
- Давление, при котором выпадает наибольшее количество конденсата, называется давлением максимальной конденсации.

1.2 Влияние температуры

Температура газа на входе имеет важную роль в технологии низкотемпературной сепарации газа. Чем ниже температура входящего газа, тем ниже температура газа будет на выходе из дросселя или детандера.

Значение температуры на установках НТС выбирается в зависимости от необходимой точки росы для трубопроводной транспортировки газа. Для легких газов средней молекулярной массой не более 22 и средней молекулярной температурой кипения от минус 156 до минус 133 °С снижение температуры сепарации от 0 до минус 40 °С обеспечивает существенный рост степени извлечения жидких компонентов [14].

1.3 Влияние числа ступеней сепарации

Увеличение числа ступеней сепарации на установках НТС повышает четкость разделения газовой и жидкой фаз. При одноступенчатой сепарации, из-за резкого снижения давления, значительны потери компонентов углеводородного конденсата с газом. Двух- и трехступенчатые схемы НТС используются на газоконденсатных месторождениях, чтобы минимизировать унос углеводородной жидкости вместе с осушенным газом.

1.4 Влияние конденсатного фактора

Один из основных факторов, характеризующих газоконденсатное месторождение является конденсатный фактор. Число компонентов, пентана и высших (C₅₊) принято называть конденсатным фактором [4]. Синонимом термина «конденсатный фактор» является термин «конденсатогазовый фактор» – выход сырого конденсата, замеренный при исследовании скважины, см³/м³

[аккредитованная аналитическая лаборатория газоконденсатных исследований N РОСС RU.0001.515830].

В работе автора [7] был рассмотрен вопрос о степени извлечения жидких углеводородов C_{5+} в зависимости от конденсатного фактора при фиксированной величине давления конечной дегазации (3 МПа) и температуре нестабильного близкой к 0°C . Выбраны достаточно характерные величины давления сепарации (6,5 МПа) и температуры в конечном низкотемпературном сепараторе (минус 25°C). Результаты расчетов представлены в таблице 1.1

Таблица 1.1 – Степень извлечения (% масс.) тяжелых углеводородов в технологии НТС [7]

Извлекаемые углеводороды	Степень извлечения при текущем конденсатном факторе, г/м ³		
	40–80	80–160	160–320
C_2H_5	3-6	6-13	13-24
C_3-C_4	17-25	25-40	40-57
C_{5+}	85-92	92-96	96-98

Как наглядно видно из этих расчетов, с понижением конденсатного фактора степень извлечения жидких углеводородов $C_{5+в}$ уменьшается. Для типичного газоконденсатного месторождения со средним конденсатным фактором, равным 150 г/м^3 , степень извлечения тяжелых углеводородов за весь период разработки месторождения составит около 90 %, пропан-бутана – 25%, а этана 7–8%. Таким образом, в типовой технологии НТС, адаптированной к северным условиям, по современным требованиям реализуется недостаточно глубокая степень извлечения даже жидких углеводородов, не говоря уже о пропан-бутановой фракции.

Далее в работе был рассмотрен вопрос о влиянии температуры сепарации на степень извлечения тяжелых углеводородов (выбран некоторый осредненный термобарический режим работы установки НТС, характерный для Ямбургского и Уренгойского ГКМ. При этом варьировались состав пластовых смесей и их

конденсатный фактор. Результаты этих расчетов представлены на рисунках 1.4–1.7. На этих рисунках аббревиатура КФ означает конденсатный фактор газоконденсатной смеси.

Анализируя представленные в графической форме результаты, можно сделать следующие качественные выводы относительно эффективности работы НТС при гипотетическом варьировании температуры НТС от минус 10°C до минус 50°C.

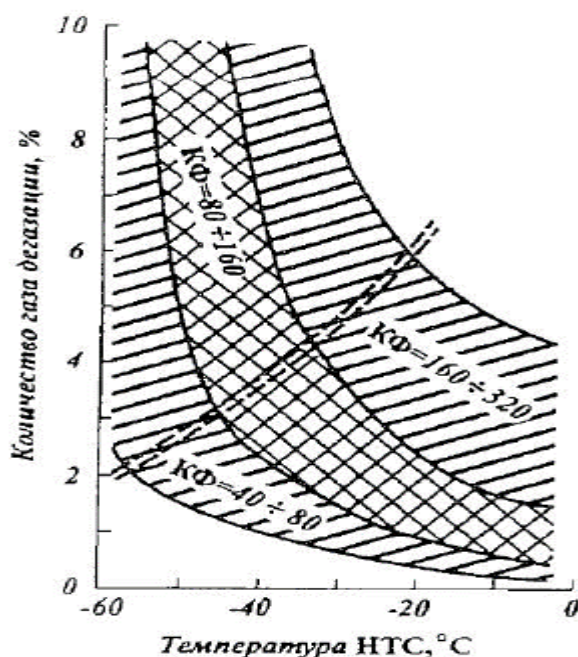


Рисунок 1.4 – Зависимость количества газа дегазации от температуры НТС [7]

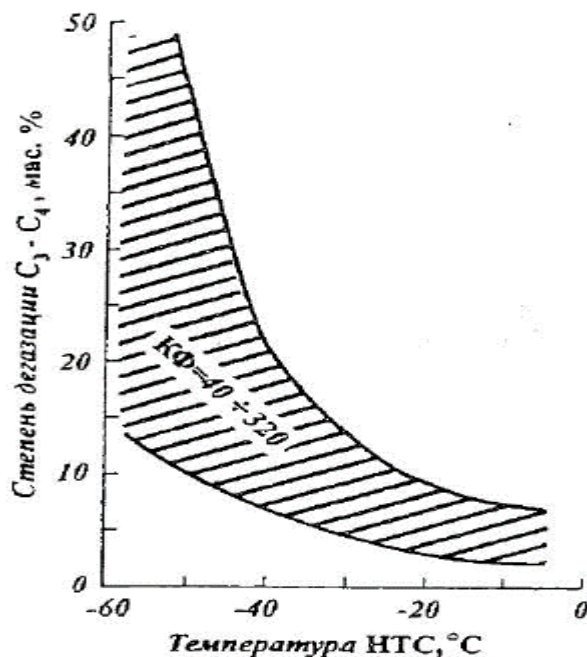


Рисунок 1.5 – Зависимость степени дегазации пропан-бутанов от температуры НТС [7]

Понижение температуры сепарации ведет к росту количества газа концевой дегазации из-за конденсации легких углеводородов (рисунок 1.4). Дегазация легких углеводородов в концевом дегазаторе при понижении температуры ниже минус 25°C также резко возрастает (рисунок 1.5). Таким образом, в зависимости от конденсатного фактора можно определить допустимую температуру в низкотемпературном сепараторе, ниже которой количество газа дегазации начинает резко возрастать до такой степени, что технология НТС в рассматриваемом варианте становится просто нерациональной.

Темп роста степени извлечения углеводородов C_{5+} при температуре сепарации ниже минус 40°C заметно снижается (рисунок 1.6), причем этот эффект особенно наглядно проявляется при конденсатном факторе более 150. В то же время степень извлечения пропан-бутанов с понижением температуры растет монотонно, но значение этой величины сильно зависит от конденсатного фактора.

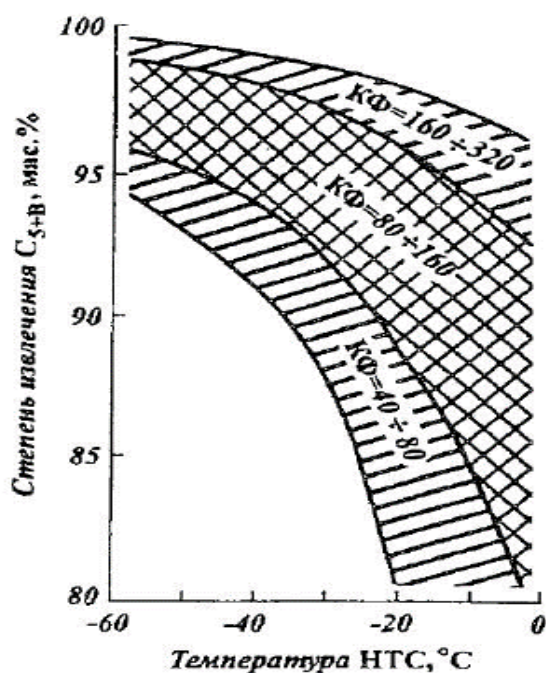


Рисунок 1.6 – Зависимость степени извлечения C_{5+} от температуры НТС [7]

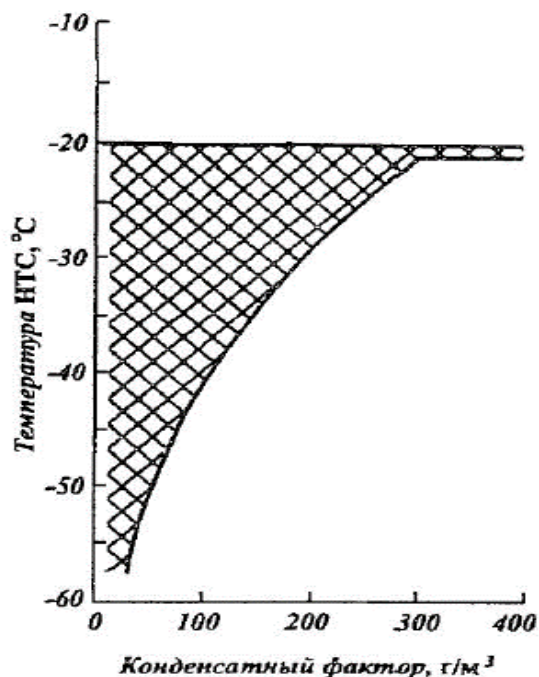


Рисунок 1.7 – Температурная область применения технологии НТС в зависимости от конденсатного фактора [7]

Оставаясь в рамках стандартной технологии НТС, путем снижения температуры газа в низкотемпературном сепараторе принципиально невозможно добиться даже достаточно полного извлечения тяжелых углеводородов, не говоря уже об извлечении пропан-бутановой фракции.

Ориентировочная граница оптимальных температур НТС в зависимости от конденсатного фактора показана на рисунке 1.4 двойной пунктирной линией. Например, при конденсатном факторе выше 180 г/м^3 не имеет практического смысла технологическая схема с температурой сепарации ниже минус 20 – минус 25°C (если целевым продуктом помимо газа сепарации являются только жидкие

углеводороды). Область эффективной применимости стандартной технологии НТС с эжектором наглядно представлена на рисунке 1.5 (заштрихованная область.).

Выше были представлены далеко не все полученные в работах результаты. Например, численный анализ концевой дегазации конденсата на промысле (30 составов газоконденсатных смесей десяти месторождений Западной Сибири) позволил получить почти универсальную номограмму зависимости температуры начала кипения конденсата от давления. Представление расчетных данных в графической форме – в виде графиков и номограмм – исключительно полезно для качественного понимания сути технологии [7]. Их целесообразно использовать для оперативной предпроектной оценки возможности применения стандартной технологии НТС для тех или иных условий северных месторождений, а также в учебном процессе.

Таким образом, по мнению автора [7] для глубокого извлечения углеводородов C_{3+} из конденсатосодержащего газа необходимо значительно снизить как давление, так и температуру в низкотемпературных ступенях газоразделения, включив дополнительно в технологические схемы процессы абсорбции и ректификации. Зарубежный практический опыт полностью подтверждает такое утверждение.

Исходя из выше изложенного, конденсатный фактор имеет важную роль в технологии низкотемпературной сепарации. Но на конденсатный фактор влияет состав самого сырья.

1.5 Влияние состава сырья

Состав сырьевого газа обуславливает степень извлечения жидких углеводородов: чем тяжелее состав исходной смеси, а значит, и больше средняя молекулярная масса газа, тем выше степень извлечения компонентов C_{5+} . Однако, при отбензинивании газа с молекулярной массой около 22 и соответствующей средней молекулярной температурой кипения около минус $133^{\circ}C$, утяжеление состава исходной смеси практически не оказывает влияние на степень извлечения компонентов C_{5+} .

С целью повышения степени извлечения жидких компонентов из тощих исходных смесей иногда применяется метод сорбции в потоке. При этом перед входным сепаратором в поток исходной смеси осуществляется впрыск стабильного конденсата или других углеводородных жидкостей. По данным Колокольцева [14] утяжеление исходной смеси закономерно приводит к повышению степени извлечения компонентов C_{5+} .

2 Зависимость дроссельного эффекта от различных факторов

Как было уже ранее изложено, редуцирование газа является одним из самых эффективных методов генерирования холода для процесса низкотемпературной сепарации. Эффективность процесса НТС определяется величиной дроссель-эффекта, поэтому многие исследования авторов направлены на изучение влияния различных характеристик сырья УКПГ на коэффициент Джоуля-Томсона. В одной из таких работ автора Елизарьевой [10] были исследованы зависимости коэффициента Джоуля-Томсона от состава газа и термобарических условий на входе в узел редуцирования и разработаны рекомендации по увеличению эффективности технологии подготовки газа на УКПГ.

2.1 Зависимость дроссельного эффекта от состава газа, давления и температуры исходного сырья

Исследование проводилось для четырех газов с различным содержанием компонентов C_{3+} и C_{5+} (таблица 2.1). Составы и свойства выбранных газов меняются в широких пределах, что позволяет оценить применимость результатов данной работы для различных задач.

В рамках всего исследования было принято частичное усечение состава газа шельфа Каспийского моря и газа Покачевского месторождения с сохранением массового содержания компонентов C_{3+} и C_{5+} в связи с отсутствием в открытых источниках данных о полных составах оставшихся газов, включая содержание компонентов $C_{3+}-C_{5+}$. Предварительные расчеты показали, что данное упрощение не оказывает значительного влияния на исследуемый параметр, и отклонение дроссель-эффекта для усеченных составов газа во всем диапазоне давлений и температур не превышает 6,4 %.

Для исследования были выбраны два возможных режима эксплуатации узла редуцирования. В первом случае входное давление газа составляет 12 МПа, выходное – 8 МПа, что соответствует режиму работы установки комплексной подготовки газа, при котором подготовленный газ поступает непосредственно в магистральный газопровод. Во втором случае входное давление газа составляет

7 МПа. выходное – 3 МПа, при этом подготовленный газ с УКПГ сначала направляют в дожимную компрессорную станцию. Таким образом, перепад давления на узле редуцирования для обоих случаев составляет 4 МПа, и влияние данного фактора на анализируемый показатель в настоящем исследовании не рассматривается. Температура входного газа была принята в диапазоне минус 10 °С – 10 °С с шагом 10 °С. Объемный расход сырьевого газа составлял 1000 нм³/ч.

Расчеты проводились в программном комплексе HYSYS на базе термодинамического пакета Peng Robinson.

Таблица 2.1 – Содержание некоторых углеводородов в исследуемых газах [10]

Компонент газа	Газ месторождения			
	шельфа Каспийского моря	Барсуковское	Покачевское	Аганское
Метан	85,16	80,78	62,15	46,94
Этан	7,15	5,81	8,02	6,89

Содержание компонентов C₃₊ варьировалось от 111 до 1013 г/м³, углеводородов C₅₊ – 29–241 г/м³.

В работе автора [10] были проведены исследования зависимости дроссельного эффекта от состава газа (рисунки 2.1, 2.2).

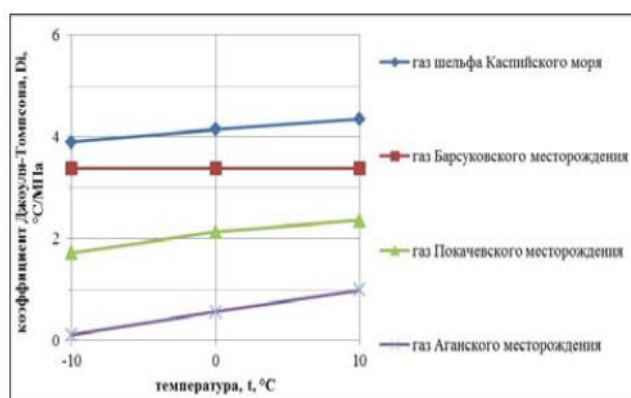


Рисунок 2.1 – Графики зависимости дроссельного эффекта от состава газа при входном давлении 12 МПа [10]

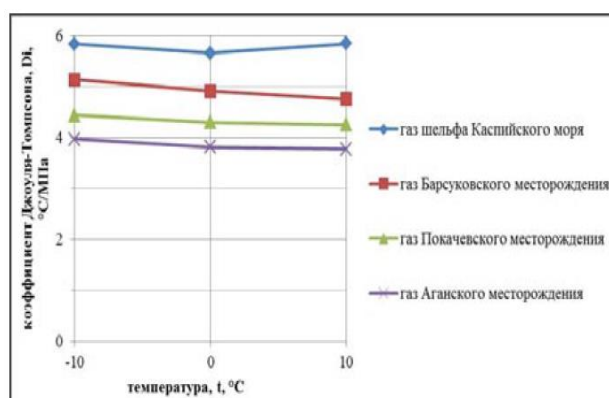


Рисунок 2.2 – Графики зависимости дроссельного эффекта от состава газа при входном давлении 7 МПа [10]

Проведенные исследования показали (рисунки 2.1 и 2.2), что для выбранных давлений наблюдается тенденция к снижению дроссельного эффекта с увеличением содержания компонентов C_{3+} и C_{5+} в исходном газе. Другой особенностью является то, что указанная зависимость наиболее значительно проявляется при входном давлении газа 12 МПа. При этом коэффициент Джоуля-Томсона наиболее «тощего» газа может превышать аналогичный показатель наиболее «жирного» газа более чем в 35 раз при начальной температуре минус 10°C. При входном давлении газа 7 МПа дроссель-эффект для самого «жирного» газа в 1,4 раза ниже, чем для самого «тощего». Кроме того, при различных входных давлениях наблюдается различная тенденция при изменении температуры. Для газов с входным давлением 12 МПа по мере снижения температуры наблюдается уменьшение дроссель-эффекта, а для газов с входным давлением 7 МПа – увеличение дроссель-эффекта.

Для газов, конденсатный фактор которых не превышает 100 г/м³, основной причиной снижения коэффициента Джоуля-Томсона при повышении содержания тяжелых углеводородов, по мнению автора [10], является увеличение расхода, образующегося при дросселировании холода на конденсацию тяжелых углеводородов. Так, для газа Барсуковского месторождения количество выпадающего конденсата в среднем в 4,5 раза превышает аналогичный показатель газа шельфа Каспийского моря при входном давлении 12 МПа. При снижении входного давления газа до 7 МПа количество конденсата, образующегося во время дросселирования, незначительно отличается для двух газов, однако особенностью является то, что газ Барсуковского месторождения уже при исходных термобарических условиях содержит конденсат, при дросселировании которого выделяется незначительное количество холода.

Для более «жирных» газов, конденсатный фактор которых превышает 100 г/м³, при входном давлении 12 МПа дросселируемый поток представляет собой жидкую фазу, характеризующуюся малым дроссель-эффектом. В ходе расширения конденсат частично испаряется, при этом выделяется

дополнительное количество холода. Количество испарившегося конденсата в среднем в 3 раза выше для более легких газов, следовательно, больше количество холода, которое расходуется на охлаждение конденсата и испарившихся углеводородов. При понижении входного давления до 7 МПа в системе генерируется дополнительное количество холода за счет испарения конденсата, однако присутствие в сырьевом газе большого количества конденсата снижает количество холода, образующегося при расширении потока. За счет одновременного влияния двух указанных факторов значения коэффициента Джоуля-Томсона сближаются для двух газов.

На рисунках 2.3–2.6 приведены зависимости дроссельного эффекта для газов одного состава при различных входных давлениях [10].

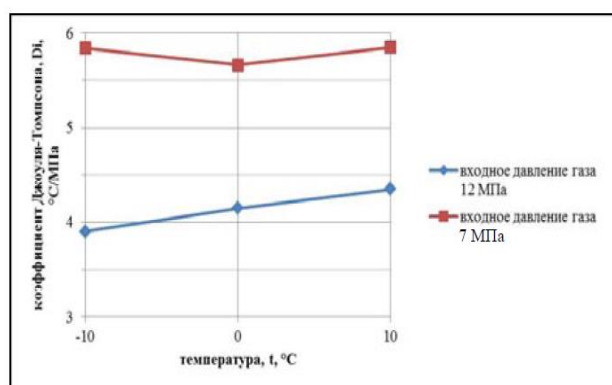


Рисунок 2.3 – Зависимость дроссельного эффекта для газа шельфа Каспийского моря

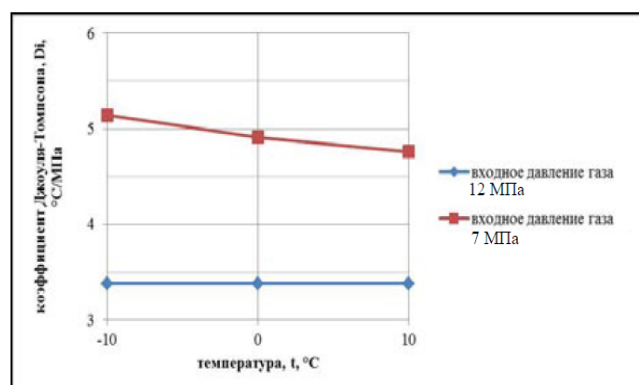


Рисунок 2.4 – Зависимость дроссельного эффекта для газа Барсуковского месторождения

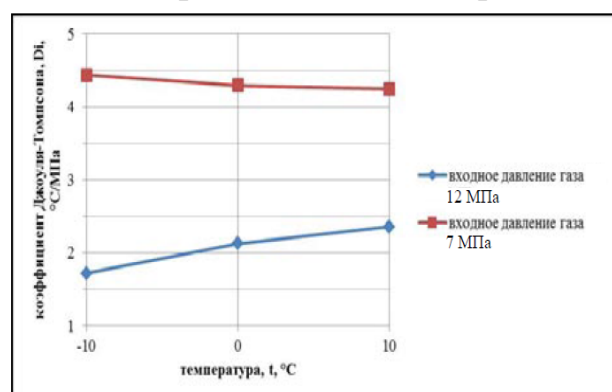


Рисунок 2.5 – Зависимость дроссельного эффекта для газа Покачевского месторождения

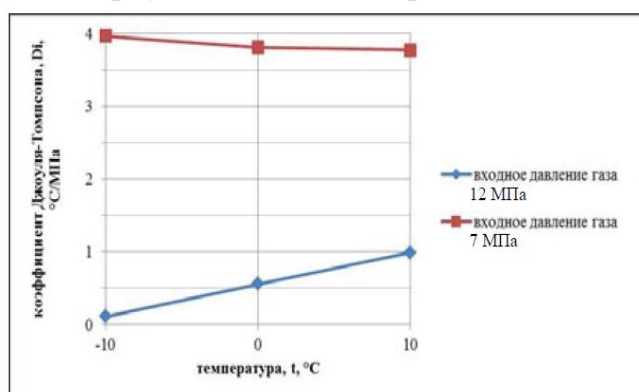


Рисунок 2.6 – Зависимость дроссельного эффекта для газа Аганского месторождения

Для всех исследуемых газов величина дроссель-эффекта выше для входного давления 7 МПа. Кроме того, наблюдается тенденция к увеличению разрыва анализируемого показателя для двух заданных входных давлений по мере утяжеления состава газа. Причиной является то, что на величину дроссель-эффекта оказывает влияние множество различных характеристик газа, таких как содержание жидкой фазы в изначальном потоке газа, теплоемкость газовой и жидкой фаз и теплота конденсации испарения компонентов.

Для газа шельфа Каспийского моря при снижении давления с 12 до 7 МПа наблюдается увеличение количества, образовавшегося при дросселировании конденсата (разница составляет до 25,9 кг на 1000 нм³ газа) при одновременном увеличении теплоты конденсации, что в целом приводит к росту доли холода на конденсацию компонентов. Однако при этом для входного давления 12 МПа характерны более высокие значения теплоемкости газа и газового конденсата (различие составляет до 46,9 %), что, в конечном итоге, оказывает большее влияние на значение дроссель-эффекта. Однако наличие двух факторов, действующих в противоположном направлении, приводит к не столь значительному разрыву между показателями при изменении входного давления.

Для газа Барсуковского месторождения при снижении входного давления газа с 12 до 7 МПа, напротив, наблюдается резкое уменьшение количества образовавшегося конденсата (с 297,6 до 23,5 кг при входной температуре минус 10 °С). При этом, как и для газа шельфа Каспийского моря, для входного давления 12 МПа характерны более высокие значения теплоемкости газа и газового конденсата. Одновременно с указанными особенностями при входном давлении 7 МПа наблюдается наличие конденсата в дросселируемом потоке, что уменьшает количество холода, выделяющегося при расширении сырьевого газа. Однако массовая доля конденсата в исходном потоке не превышает 21,8 %, что обуславливает не столь значительное влияние данного фактора на исследуемый показатель. В целом, для газа Барсуковского месторождения характерно более значительное влияние факторов, повышающих дроссель-эффект по мере снижения давления, по сравнению с газом шельфа Каспийского моря.

Для газа Покачевского месторождения при снижении входного давления с 12 до 7 МПа повышается доля газа в исходном потоке (с 0 до 40,8 % масс, при входной температуре 10 °С), что обуславливает значительное увеличение количества холода в системе при расширении потока. Одновременно с этим количество испаряющегося конденсата снижается в 3,1 раза (на 257,7 кг), что несколько уменьшает влияние предыдущего фактора. Изменение прочих характеристик газа не столь значительно, поэтому зависимость исследуемого показателя от давления больше, чем для предыдущих газов.

Для газа Аганского месторождения при снижении входного давления с 12 до 7 МПа доля газа в исходном потоке также увеличивается 0 до 16,5 % масс, при входной температуре 10 °С. Однако при этом увеличение количества испаряющегося конденсата также менее значительно (максимальное различие составляет 191 кг на 1000 нм³ газа), поэтому для данного газа наблюдается наибольшая зависимость дроссель-эффекта от входного давления.

Таким образом, для всех исследованных газов величина дроссель-эффекта увеличивается при снижении входного давления с 12 до 7 МПа, причем для более «жирных» газов выявленное различие более значительно, чем для более «тощих».

2.2 Зависимость дроссель-эффекта от технологии подготовки газа

Расчеты, проведенные на первом этапе исследования, показали, что наличие жидкой фазы в сырьевом газе оказывает отрицательное влияние на величину дроссель-эффекта. Для уточнения выявленной закономерности на втором этапе коэффициент Джоуля-Томсона был рассчитан при предварительном отделении конденсата от потока газа, направляющегося в узел редуцирования. В качестве основных исследуемых газов были приняты газы Барсуковского и Покачевского месторождений при входном давлении 7 МПа.

Увеличение коэффициента Джоуля-Томсона при предварительной сепарации зависит от количества конденсата в исходном потоке. Повышение коэффициента Джоуля-Томсона при наличии предварительной сепарации для

газа Барсуковского месторождения незначительно и не превышает 5,8 % при начальной температуре минус 10 °С. Для более «жирного» газа Покачевского месторождения увеличение дроссель-эффекта составляет до 24,5 % при начальной температуре минус 10 °С.

Основным фактором, влияющим на повышение дроссель-эффекта, является исключение расхода холода на охлаждение предварительно образовавшегося конденсата. При этом достигается более значительное снижение температуры газа на выходе из узла редуцирования и, соответственно, увеличение количества конденсата, образовавшегося при расширении и охлаждении потока, на 32,5 кг для газа Барсуковского месторождения и на 154 кг для газа Покачевского месторождения, что приводит к уменьшению содержания тяжелых углеводородов в товарном газе.

Предварительная сепарация газа перед его направлением на узел редуцирования позволяет повысить дроссель-эффект и обеспечить более низкую температуру в блоке концевой сепарации что, в свою очередь, приведет к повышению качества товарного газа за счет снижения содержания в нем тяжелых компонентов (рисунок 2.7). Выявленный эффект более значителен для «жирных» газов. Так, для газа Покачевского месторождения предварительная сепарация позволяет снизить конечную температуру дросселируемого газа на 3.6 °С, а для газа Барсуковского месторождения на 1,5 °С.

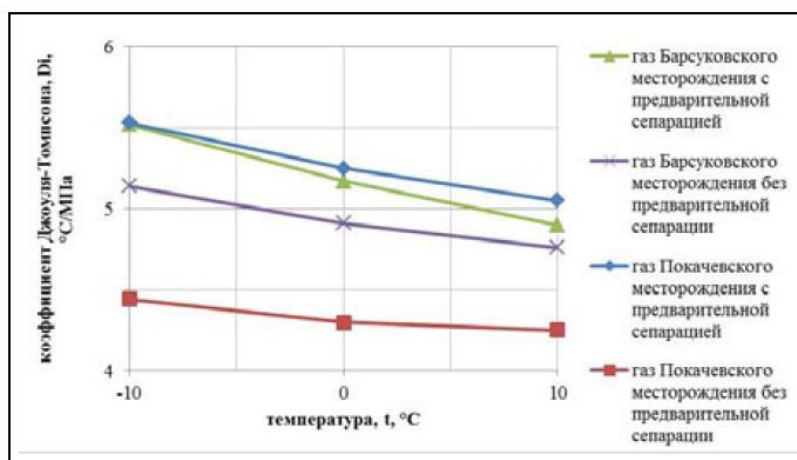


Рисунок 2.7 – Влияние предварительной сепарации на дроссель-эффект [10]

Также в работе [10] отражено влияние неуглеводородных компонентов на коэффициент Джоуля-Томсона на примере газа шельфа Каспийского моря, так как данный газ характеризуется наибольшим суммарным содержанием неуглеводородных компонентов. При этом в исследуемый газ были поочередно введены азот и диоксид углерода в количестве 1 % и 5 % каждый. Однако, расчеты показывают, что введение в газ неуглеводородных компонентов приводит к некоторым изменениям в величине дроссель-эффекта, причем наличие азота ухудшает показатель, а наличие диоксида углерода, напротив, улучшает, однако выявленные различия не превышают 5,8 %. Поэтому, как считает автор [10] на этапе предварительных расчетов наличием в газе неуглеводородных компонентов можно пренебречь. Выявленная зависимость имеет нелинейный характер для исследуемого газа, для уточнения закономерности требуются дальнейшие исследования.

2.3 Подготовка природного газа с низким конденсатным фактором

Поскольку в настоящее время началось освоение газоконденсатных месторождений с низким содержанием углеводородов C_{5+} в пластовых условиях (к которым можно отнести залежи Бованенковского НГКМ и участки Медвежьего НГКМ, а также в перспективе освоения Чаяндинского и Харасавэйского ГКМ), то требуется пересмотр специфики промысловой подготовки с низким конденсатным фактором, а именно: изучение влияния уносов жидкости на температуру точки росы по углеводородам, степень извлечения C_{5+} другие особенности, рассмотренные Дунаевым [9].

В работе [10] автор отмечает высокую чувствительность температуры точки росы газа по углеводородам к уносу жидкости из низкотемпературного сепаратора (рисунок 2.8), подчеркивая, что задача обеспечения качественной сепарации на установках НТС для газов с низким конденсатным фактором оказывается более актуальной, чем для газов с высоким КФ. Поэтому повышенные уносы жидкости для газов с низким конденсатным фактором оказывают заметное влияние и на степень извлечения углеводородов C_{5+} . А

значит, необходима модернизация используемого сепарационного оборудования, позволяющая снизить унос капельной жидкости до значений не более 10–12 мг/м³.

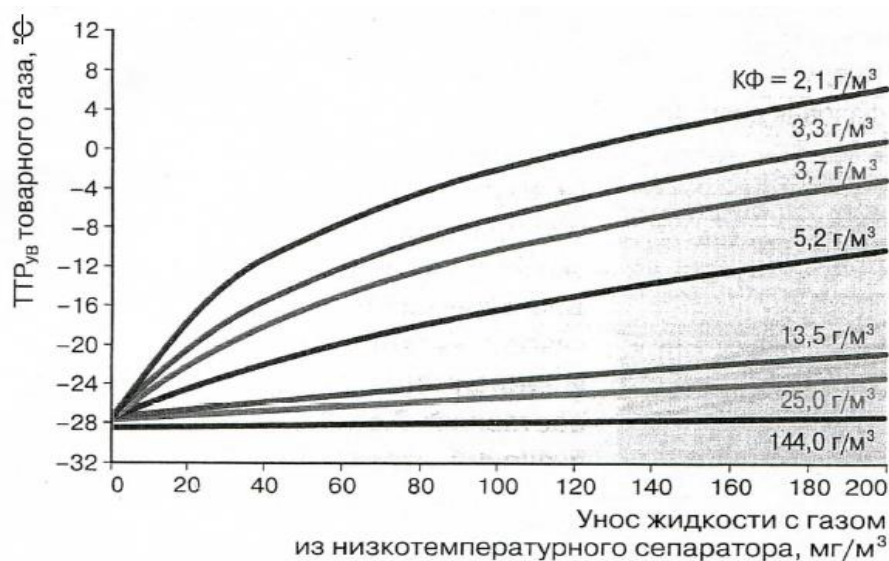


Рисунок 2.8 – Зависимость точки росы по углеводородам товарного газа от уноса жидкости с газом из низкотемпературного сепаратора для подготавливаемых газов с различными КФ [9]

Также авторы отмечают, что проведенное ими исследование показало, что в случае высокого конденсатного фактора степень извлечения C_{5+} составляет 90–98 %, то время как при низком значении конденсатного фактора – только 50–70 %. Полученное различие объясняется фазовым поведением углеводородных систем, а значит, должно учитываться при технологическом проектировании и оценке деятельности газодобывающих предприятий.

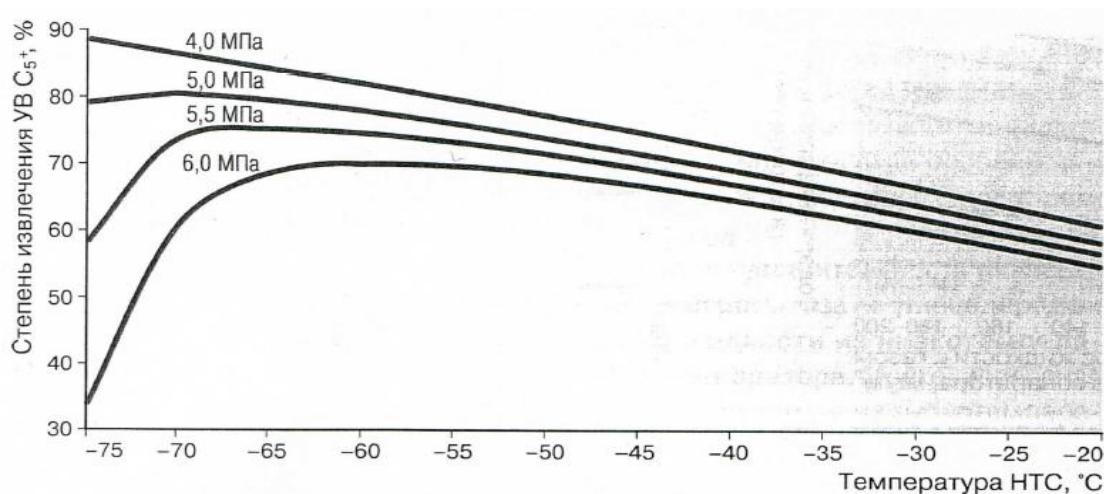


Рисунок 2.9 – Зависимость степени извлечения C_{5+} из газа апт-альбских залежей от термобарических параметров НТС

Одним из методов повышения степени извлечения углеводородов C_{5+} является эксплуатация установок НТС на температурном уровне минус 50°C и ниже. Однако данный температурный режим подойдет только для сырья с низким конденсатным фактором, так как для газа с КФ 60–80 г/м³ при температурах ниже минус 40°C резко возрастает количество газов дегазации конденсата, которое может превышать 10 % от объема товарного газа.

3 Постановка задачи исследования

Рациональная и эффективная разработка газовых, газоконденсатных месторождений, соблюдение необходимых природоохранных мер, обеспечение заданных объемов добычи газообразных и жидких углеводородов, их переработка и подготовка к транспорту согласно действующим нормам и стандартам, формирование сырьевой базы и получение прибыли являются основными целями нефтегазовых компаний. В условиях труднопроходимых болот компания ОАО «XXX» централизует сбор и подготовку газа и конденсата для рядом расположенных газовых и нефтяных месторождений. Это позволяет вести совместную подготовку природного газа и попутного нефтяного газа, который утилизируется согласно действующего постановления правительства РФ, устанавливающего требование к нефтегазовым компаниям об утилизации 95 % добываемого попутного нефтяного газа, и ограничивающее объем его сжигания в факелах на месторождениях.

Поэтому изучение влияние состава сырья на степень извлечения углеводородов C_{5+} особенно актуально для Томской области, так как сырьём X1 УКПГиК является пластовый газ X1, пластовый газ X4, попутный нефтяной газ X2, попутный нефтяной газ X3 и X5 месторождений. Составы газов приведены в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Составы газов, % об.

Месторождение	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆	C ₇₊	N ₂	CO ₂
X1	88,54	2,98	2,03	1,31	0,59	0,34	0,55	2,96	0,69
X4	81,56	5,02	3,93	2,47	0,96	0,49	1,39	3,49	0,69
X3	80,73	5,09	5,63	3,92	1,00	0,21	0,05	2,49	0,85
X2	78,94	6,92	5,66	3,51	0,93	0,12	0,01	1,30	2,60

В 2017 году на X2 нефтегазоконденсатном месторождении завершено строительство собственной установки комплексной подготовки газа и конденсата, а также планируется выход на технологический режим УДСК, что повлечет за собой значительное сокращение объёма (около 40 %) сырья на X1 УКПГ, а согласно проведенного литературного обзора известно, что при прежних термодинамических параметрах турбодетандерных агрегатов, установка эффективно использовать свой потенциал по холодопроизводительности не будет. Значительно сократится выход ПБФ и СК с установки деэтанзации и стабилизации конденсата.

К тому же, конденсатный фактор сырья X1, играющий важную роль в подготовке сырья, с каждым годом эксплуатации месторождения снижается. Восполнить потери объёма сырья, полученные в ходе отказа от попутного нефтяного газа X2 и снижении конденсатного фактора X1 НГКМ, может использование ТДА в максимальном режиме. В настоящее время на X1 НГКМ, работают два ТДА. Однако планируется завершить работы по установке третьего ТДА, что позволит производить более глубокую осушку газа и повысить степень извлечения компонентов C_{3+} и C_{5+} .

Целью данной работы является определение технологических параметров низкотемпературной сепарации для максимального извлечения пропан-бутановой фракции и углеводородов C_{5+} при изменении состава сырья.

Для оценки эффективности технологии НТС целесообразно использовать возможности моделирующего комплекса Aspen HYSYS, предназначенного для исследования процессов подготовки нефтяного и газового сырья.

Задачами исследования являются:

1. анализ существующей технологической схемы установки подготовки газа на X1 НГКМ;
2. анализ влияния состава газа на степень извлечения углеводородов C_{5+} на составах сырья типичных для газового, газоконденсатного месторождений и нефтяного газа;

3. анализ влияния состава сырого газа на степень извлечения углеводородов C_{5+} на промысловых системах;
4. оценка эффективности охлаждения рабочего тела в турбине ТДА;
5. оценка технологической и экономической эффективности технологии низкотемпературной сепарации газа при изменении технологических параметров НТС в зависимости от состава сырого газа.

4.1 Геологическая характеристика месторождения

4.1.1 Литолого-стратиграфическая характеристика разреза

В геологическом разрезе X1 месторождения принимают участие палеозойские и мезозой-кайнозойские отложения. Первые представляют фундамент, последние – осадочный чехол. Мощность чехла достигает 2700 м. В составе комплекса осадочных образований принимают участие юрские, меловые, палеогеновые, неогеновые и четвертичные отложения, залегающие несогласно на размытой поверхности фундамента, сложенного дислоцированными докембрийскими, палеозойскими и частично мезозойскими образованиями. Промышленная нефтегазоносность связана с отложениями васюганской свиты верхней юры и куломзинской свиты нижнего мела. Основными продуктивными пластами является пласт Ю₁ и Б₁₀ кроме того газоконденсатные залежи наблюдаются в пласте Б₁₉.

Палеозойский фундамент

Характерны трещины, выполненные белым кальцитом. В разрезе восточной части встречены эффузивные диабазы светло-зеленые хлоритизированные, черные мелкозернистые и долериты среднезернистые. Встречается также брекчированная кремнисто-карбонатная слоистая порода. Вскрытая мощность палеозойских отложений – до 63 метров.

Юрская система

В соответствии с региональной стратиграфической шкалой представлена средним и верхним отделами, объединяющими тюменскую, васюганскую (наунакскую), георгиевскую и баженовскую свиты. Средний отдел юрской системы представлен тюменской свитой.

Меловая система

В разрезах скважин представлена нижним и верхним отделами. Нижний отдел, залегающий согласно на отложениях баженовской свиты, в объеме бариас-валанжина (куломзинская и тарская свиты) и готерив-баррема (киялинская свита).

Палеогеновая система.

Залегают согласно на меловой системе. Отложения палеогеновой системы сложены морскими глинами талицкой свитой палеоценового возраста и люлинворской, чееанской, некрасовской свитами эоцен-олигоценового возраста, сформированными в озерных, озерно-болотных и озерно-аллювиальных условиях. Общая мощность палеогена 308–420 метров

Четвертичная система

Залегают несогласно на отложениях палеогеновой системы. Отложения сформированы морскими, ледниковыми, озерно-ледниковыми, аллювиальными и другими континентальными осадками. Общая мощность четвертичной системы около 50 метров.

4.1.4 Фильтрационно-емкостные свойства пород коллектора

Пласт Ю₁₁ по лабораторным исследованиям характеризуется изменением коэффициента пористости от 0,14 до 0,21 при среднем его значении 0,17. По данным ГИС среднее значение равно 0,15 при изменении от 0,13 до 20,0. При значительном изменении проницаемости как по лабораторным, так и по данным ГИС их средние значения близки, незначительно отличается и остаточная водонасыщенность. Средний коэффициент песчаности составил 0,4.

По пласту Ю₁₂ значения параметров, определенные по данным ГИС, существенно отличаются от лабораторных определений. Объясняется это непредставительностью выборки керна, в которой почти половина образцов отобрана из пласта в скважине N, вскрывшей зону улучшенных коллекторов. Средний коэффициент песчаности составил 0,44.

4.3 Характеристика программного комплекса HYSYS

Aspen HYSYS – представляет собой интегрированную систему, позволяющую рассчитывать как стационарные, так и динамические режимы работы, причем для моделирования стационарного и динамического режимов работы используются одни и те же термодинамические модели [1].

Целый ряд существенных компонент, которые входят в программу HYSYS, делают ее мощным инструментом моделирования стационарных режимов работы технологических схем.

Ключевым моментов программы является событийно ориентированный характер ее работы. Поскольку HYSYS представляет собой объединенную среду, предназначенную для расчетов как стационарных, так и динамических режимов работы, «статика» и «динамика» будут последовательно рассматриваться при описании каждой операции, что позволит увидеть, каким образом распределяться информация, относящаяся к этим двум подходам. Программа содержит пять различных методов оптимизации, предназначенных для задач без ограничений и с ограничениями. Имеется специальный механизм возврата в исходную точку на случай, если алгоритм оптимизации «загоняет» схему в нереализуемую область. HYSYS содержит набор вспомогательных программ (утилит), которые можно ставить в соответствие потокам или операциям. Эти программы взаимодействуют со схемными переменными и обеспечивают пользователя дополнительной информацией.

Важнейшим свойством программы HYSYS является ее многосхемная архитектура. С ее помощью реализованы такие возможности системы, как применение в одном расчете разных пакетов свойств, или использование заранее подготовленных шаблонов подсхем. Однако, самым важным следствием многосхемной архитектуры является возможность эффективно организовать «модульный» расчет очень больших схем. Разбивая большую схему на малые компоненты – подсхемы, расчетчик имеет возможность детально изучить каждый компонент, и в то же время сохранить целостность всей схемы. Отдельные подсхемы при этом участвуют в общем расчете как операции, т.е. они

пересчитываются всякий раз при изменении информации в связанных с ними потоках. Интерфейс программы HYSYS организован так, что он соответствует описанному выше подходу к моделированию процессов, являясь, по существу, его составной частью. Хорошо организованный интерфейс является важнейшей предпосылкой успешного моделирования (разумеется, при условии адекватности применяемых вычислительных методов).

5 Анализ технологии отбензинивания газа для повышения технологической эффективности подготовки газа

5.1 Анализ действующей технологии низкотемпературной сепарации газа

Сырьём X1 УКПГиК является пластовый газ X1, пластовый газ X4, попутный нефтяной газ X2, попутный нефтяной газ X3 и X5 месторождений. Составы некоторых газов приведены в таблице 3.1.

Продукция скважин X1 ГKM, отсепарированный газ от C-1, C-1,2 с узла входа шлейфов с давлением 3.5–5,0 МПа и температурой плюс 5–15 °C поступает по трубопроводу на первую ступень сепарации в вертикальный сепаратор C-1/2 через электроприводной кран и регулирующий клапан давления (Приложение 1). В сепараторе первой ступени C-1/2, под действием сил гравитации происходит предварительное отделение из газового потока капельной жидкости и мехпримесей.

Отделившаяся жидкая фаза (газовый конденсат, метанольная вода и мехпримеси) отводится в разделитель жидкости РЖ-1/2 с давлением 4,0–5,6 МПа и температурой плюс 5–25 °C. Так же существует возможность отвода жидкости из C-1/2 по линии пластовой жидкости с ДКС.

Частично отсепарированный газовый поток, по трубопроводу, с давлением 3.5-5,0 МПа и температурой плюс 5–15 °C из сепаратора C-1/2 направляется в трубное пространство теплообменника «газ-газ» Т-3, где нагревается обратным потоком газа от ДКС с температурой, проходящего по межтрубному пространству, до температуры 17-30 °C. Далее газ поступает на вход в горизонтальные сепараторы цеха сепарации ДКС, очищенный газ направляется на всас газоперекачивающих агрегатов ГПА-1,2,3, отсепарированная жидкость поступает на вход РЖ-1/ по линии пластовой жидкости. После компримирования на ГПА газ с давлением 6,5–7,3 МПа, температурой плюс 30-70 °C направляется на аппараты воздушного охлаждения АВО, где охлаждается до температуры плюс 20–35°C.

Затем частично охлажденный газ разделяется на два потока. Часть газа (60–100 тыс.нм³/ч) подается на колонны отдувки метанола. Остальная часть газа направляется в межтрубное пространство теплообменника «газ-газ» где охлаждается до температуры 10–18 °С.

Затем газ подается в трубное пространство двухсекционного теплообменника «газ-газ», где охлаждается обратным холодным потоком осушенного газа до температуры минус 20–0°С.

Охлажденный в теплообменнике прямой поток газа с давлением 6,5...7.2 МПа, по трубопроводу, поступает в сепаратор второй ступени. В сепараторе происходит отделение капельной жидкости, которая сконденсировалась в результате снижения температуры в теплообменниках.

Разделённые в сепараторе С-2/2 газовый конденсат, вода и метанол с давлением 2,6–2,8 МПа и температурой до минус 40°С поступает в межтрубное пространство теплообменника ТК-1/2, где нагревается обратным потоком газа с блочной компрессорной станции до температуры минус 18 – плюс 25°С, далее поток проходит через трубный пучок теплообменника ТР-2/2, где нагревается до температуры плюс 15–30°С стабильным конденсатом от УДСК или паром от котельной и выводится в разделитель жидкости РЖ-2/2.

Освобожденный от капельной жидкости газовый поток из С-2/2 с давлением 6,5–7,3 МПа и температурой минус 20–0 °С, поступает на лопатки входного направляющего аппарата (ВНА) детандер-компрессорного агрегата, где давление снижается до 5,0 МПа. Расширение газа на турбине позволяет преобразовать его потенциальную энергию давления в механическую работу, таким образом, обеспечивая его охлаждение до температуры, минус 40°С. Нагрузкой турбины является центробежный компрессор. Оператор, дистанционно или по месту, изменяя степень открытия лопаток ВНА, приводимым в действие воздухом КИПиА, имеет возможность изменять расход газа через турбину в диапазоне от 2,4 млн.нм³/сутки до 5,5 млн. нм³/сутки.

Подача уплотнительного газа в ДКА-2 предназначена для предотвращения уноса масла в проточный тракт агрегата и предохранения разжижения масла конденсатом. Это достигается путем наддува полостей образованных между гребешками лабиринтных уплотнений со стороны компрессора и турбины с валом, запорным газом.

В качестве уплотнительного газа используется: в начале работы агрегата – газ с входа в турбину через клапан запорный 2В-201; после вступления в работу компрессора – газ с выхода компрессора. Уплотнительный газ подаётся в запорные полости корпуса агрегата через фильтр.

Для предотвращения автоколебательного процесса изменения расходно-напорной характеристики компрессора на ДКА предусмотрена антипомпажная система.

После турбины газ поступает в низкотемпературный сепаратор третьей ступени С-3/2. Также на вход низкотемпературного сепаратора С-3/2 с давлением 3,7–5,0 МПа поступают газы с блочной компрессорной станции, охлажденные до температуры минус 15°С в трубном пространстве теплообменника ТК-1/2 обратным потоком конденсата от сепараторов С-2/2 и С-3/2.

На входе в низкотемпературный сепаратор установлен регулирующий клапан, который обеспечивает стабильное давление газа 3,7–5,0 МПа. Клапан предназначен для работы по резервной схеме подготовки газа и осуществления плавного пуска ДКА.

В низкотемпературном сепараторе происходит отделение капельной жидкости сконденсированной в результате снижения температуры до минус 30–35°С и давления 3,7–5,5 МПа.

Отсепарированная жидкость (газовый конденсат, метанольная вода) с температурой минус 30–35°С и давлением 3,7–5,5 МПа выводится в трубное пространство теплообменника ТР-2/2 объединяясь с потоком жидкости с С-2/2, где нагревается стабильным конденсатом от УДСК до температуры плюс 15–30°С и поступает в разделитель РЖ-2.

Осушенный от углеводородного конденсата и влаги природный газ из низкотемпературного сепаратора, после оперативного замера расхода газа на быстросъемной диафрагме, с температурой минус 35 – минус 20 °С и с давлением 3,7–5,5 МПа поступает в межтрубное пространство теплообменника, где нагревается прямым потоком сырого газа до минус 12–18 °С.

Осушенный природный газ с температурой плюс 20–25°С и давлением 5,5 МПа направляется на одну из замерных ниток УКУГ и далее, через электроприводные краны в магистральный газопровод «Газопровод Х1 месторождение – ХХХ».

Жидкая фаза из сепаратора первой ступени, по трубопроводу с давлением до 5,0 МПа и температурой плюс 5-15°С направляется в разделитель жидкости, где производится разделение на углеводородный конденсат, газ и метанольную воду.

В линию входа конденсата в РЖ-1/2 происходит подача жидкости от С-1,2 Х2 пробкоуловителя. Жидкость из С-1 Х4 пробкоуловителя подается в линию пластовой жидкости от ДКС.

Газ дегазации из РЖ-1/2 с давлением 2,0 МПа и температурой плюс 5–15°С подается на вход в блочную компрессорную станцию. Так же существует возможность регулируемого сброса газа дегазации на факел высокого давления и в низкотемпературный сепаратор С-3/2.

Углеводородный конденсат из РЖ-1/2 подается на всас насосных агрегатов Н-1/2К и Н-2/2К и по уровню под давлением 2,5–2,7 МПа перекачивается в разделитель жидкости РЖ-2/2.

Газовый конденсат, полученный в сепараторах С-2/2, С-3/2с давлением 2,6–2,8 МПа и температурой до минус 40°С подается в межтрубное пространство теплообменника ТК-1/2, где нагревается обратным потоком газа с блочной компрессорной станции до температуры минус 25–18°С.

Далее газовый конденсат подается в трубный пучок теплообменника ТР-2/2, где нагревается до температуры плюс 15–30°С стабильным конденсатом от

УДСК или паром от котельной. Нагретый углеводородный конденсат из трубного пространства теплообменника

ТР-2/2 с давлением 2,6–2,8 МПа поступает в разделитель жидкости РЖ-2/2. В разделителе жидкости РЖ-2/2 происходит разделение жидкой фазы на метанольную воду и углеводородный конденсат, за счет разности плотностей и дегазация жидкой фазы при давлении 2,6–2,8 МПа. Метанольная вода из разделителя жидкости РЖ-2/2 выводится в выветриватели газа ВГ-1/1,2.

Углеводородный конденсат из разделителя жидкости РЖ-2/2, через регулирующий клапан направляется на площадку переключающей арматуры УДСК. Газ дегазации из разделителя жидкости РЖ-2/2 подается на блочную компрессорную станцию, с давлением 2,6–2,8 МПа и температурой плюс 15–30°C.

Качество товарного газа приведена в таблице 4.1 (глава 4.2).

5.2 Зависимость эффекта детандирования от состава газа, давления и температуры сырья

Низкотемпературная сепарация – одна из самых эффективных технологий подготовки природного газа. Сегодня широко обсуждается совершенствование данной технологии. Применение турбодетандерных агрегатов позволило повысить эффективность низкотемпературной сепарации, что увеличило извлекаемость ценных для химической технологии компонентов.

Одной из проблем Х1 УКПГиК, где используется турбодетандерная технология понижения температуры газа, является непостоянство состава сырья. Исходным сырьем установки является пластовый газ Х1, пластовый газ Х4, попутный нефтяной газ Х2 и попутный нефтяной газ Х3. Различный состав газа, преобладание какого-либо из сырья ведет к смене режима установки, что неблагоприятно сказывается на работе всей установки, которая включает в себя и установку деэтанзации и стабилизации конденсата. В работе [10], которая рассмотрена в главе 2 достаточно широко обсуждался вопрос о влиянии различных характеристик газа на эффект Джоуля-Томсона. Но так как на Х1 УКПГ используют турбодетандеры, то целью данной работы будет являться

анализ влияния состава газа, давления и температуры сырья на эффект детандирования.

В работе в программном комплексе Aspen HYSYS [1] смоделированы процессы низкотемпературной сепарации с различным составом газа (рисунок 5.1). К ним относятся сырьё X1 УКПГ, газ X6 газового промысла (X6) и газ Каспийского шельфа (таблица 5.1). Газ X6 и Каспийского шельфа были выбраны не случайно, так как газ X6 является «тощим» и в своем составе содержит большое количество метана – 97,78 % об., а газ Каспийского шельфа интересен в изучении, так как данный регион является перспективным для освоения.

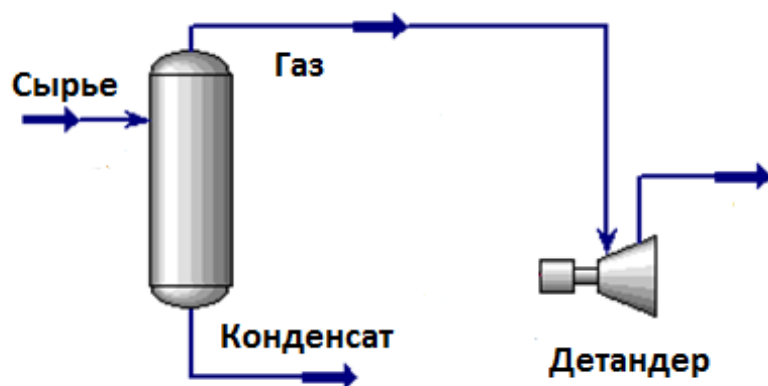


Рис. 5.1 Моделирующая схема процесса низкотемпературной сепарации газа

Таблица 5.1 – Состав газа, % об.

Промысел	C ₁	C ₂	C ₃	и-C ₄	н-C ₄	и-C ₅	н-C ₅	C ₆	C ₇	N ₂	CO ₂	He
X6	97,78	0,65	0,26	0,07	0,07	0,03	0,03	0	0	1,07	0,04	0
Касп.	85,16	7,15	2,64	0,43	0,72	0,42	0,40	0	0	2,87	0,18	0,03
X1	88,54	2,98	2,03	0,58	0,73	0,31	0,28	0,34	0,55	2,96	0,70	0
X2	80,51	5,10	5,70	1,87	2,14	0,58	0,47	0,23	0,06	2,48	0,85	0
X4	81,56	5,02	3,93	1,18	1,29	0,54	0,42	0,49	1,39	3,49	0,69	0
X3	78,71	6,94	5,73	1,50	2,09	0,53	0,45	0,13	0,01	1,30	2,61	0

Диапазон исследованных давлений и температур 3–6 МПа, минус 4°С – минус 20°С. Был исследован эффект детандирования. Под эффектом детандирования понимается изменение температуры газа на единицу изменения давления и измеряется в данной работе в °С/МПа. Результаты исследования

представлены на рисунках 5.2, 5.3. На полученных графиках сразу же видна аналогия зависимости эффекта детандирования от состава газа с результатами работ [9,10]. Наиболее сильный эффект детандирования наблюдается у более сухого газа X6 месторождения. Увеличение содержания компонентов C_{5+} в составе газа (X1 и X4) приводит к снижению эффекта детандирования. И наиболее низкий эффект детандирования – у попутного нефтяного газа (X2 и X3 месторождения). Таким образом, более сухой газ имеет больший эффект детандирования, а наименьший – у попутного нефтяного газа. Для выбранных диапазонов давлений наблюдается тенденция к увеличению эффекта детандирования с уменьшением входного давления (при условии, что во всех случаях перепад давлений на детандере одинаков и равен 1,19 МПа). Для газа X6 при входной температуре минус 5°C и давлении 6 МПа коэффициент детандирования равен 11,2 °C/МПа, а при давлении 3 МПа почти в два раза выше и составляет 22,2 °C/МПа. Данная зависимость прослеживается и для других газов. Причиной этого является то, что на величину эффекта детандирования оказывает множество различных характеристик газа, таких как теплоемкость газовой и жидкой фаз и теплота конденсации компонентов [9,10].

Кроме того, для различных газов наблюдается различная тенденция поведения эффекта детандирования при изменении входной температуры газа. Для газов газовых и газоконденсатных скважин по мере снижения температуры наблюдается уменьшение эффекта детандирования, а для попутных нефтяных газов – увеличение эффекта детандирования (рисунок 5.2 и 5.3).

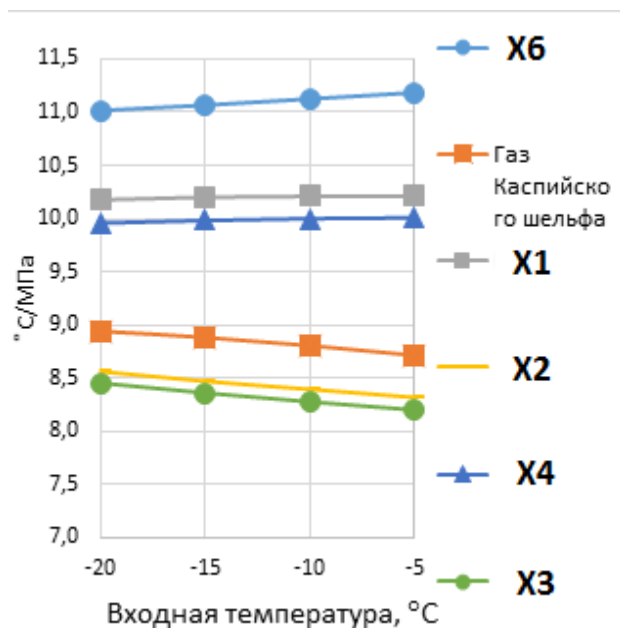


Рисунок 5.2 – Зависимости эффекта детандирования от состава газа при входном давлении 6 МПа

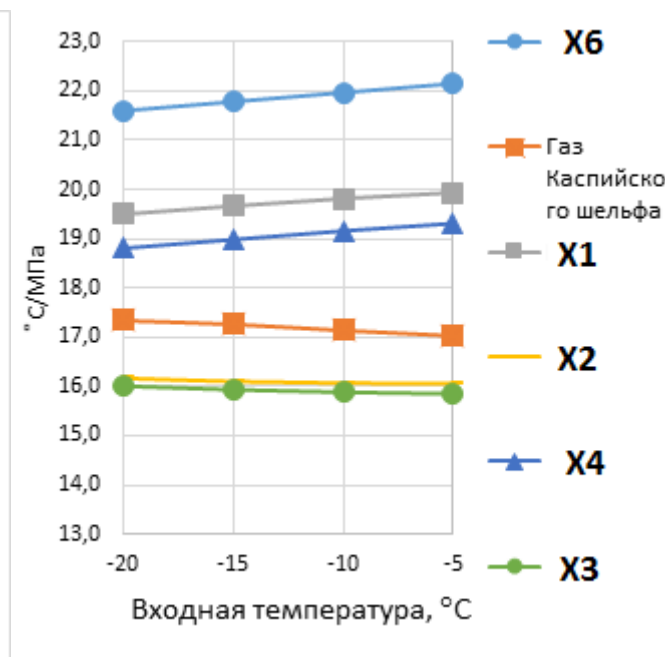


Рисунок 5.3 – Зависимости эффекта детандирования от состава газа при входном давлении 3 МПа

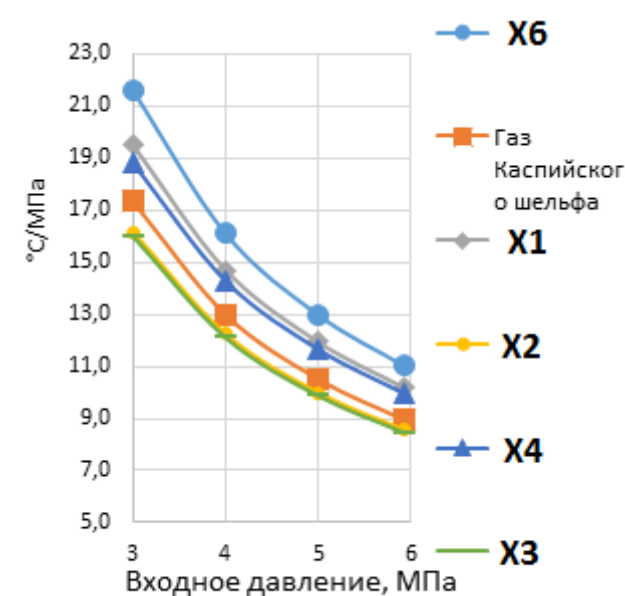


Рисунок 5.4 – Зависимость коэффициента детандирования от входного давления при входной температуре минус 20 °C

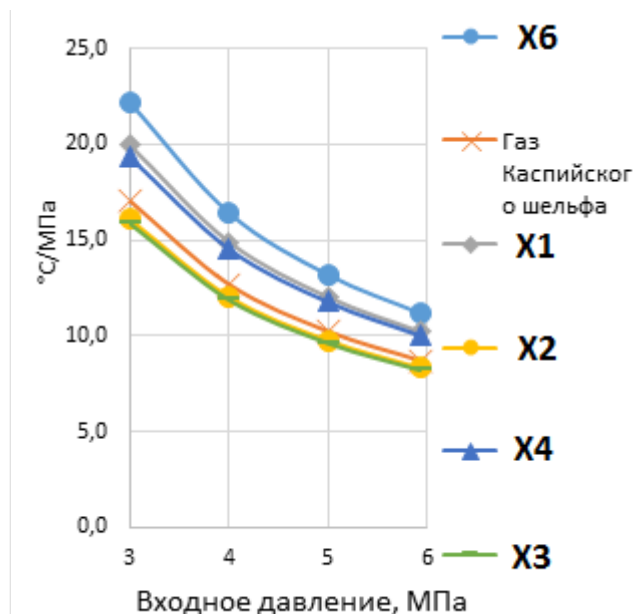


Рисунок 5.5 – Зависимость коэффициента детандирования от входного давления при входной температуре минус 5 °C

Наблюдается прямая зависимость между входным давлением и точкой росы газа по углеводородам (таблица 5.2). Со снижением входного давления, точка росы по углеводородам снижается, что говорит о большем извлечении из товарного газа компонентов C_{5+} .

Таблица 5.2 – Зависимость точки росы по углеводородам от входного давления при начальной температуре минус 20°С

Давление	6 МПа	5 МПа	4 МПа	3МПа
Промысел	Точка росы по УВ, °С			
Х6	-33,1	-35,4	-39,2	-45,7
Газ Касп. шельфа	-30,6	-32,5	-35,5	-40,6
Х1	-32,1	-34,2	-37,5	-43,2
Х2	-30,2	-31,9	-34,6	-39,2
Х4	-31,9	-33,9	-37,0	-42,4
Х3	-30,1	-31,8	-34,4	-39,1

Можно сделать следующие выводы:

- чем больше сырье содержит лёгких фракций, тем выше эффект детандирования;
- температура газа на входе в детандер влияет в большей степени на температуру газа на выходе, а не на сам эффект детандирования;
- чем ниже давление газа на входе в детандер, тем выше эффект детандирования и ниже точка росы газа по углеводородам.

Данная работа доказала: для газовых и газоконденсатных месторождений, использующих технологию низкотемпературной сепарации, эффективнее проводить детандирование сырья при пониженных давлениях. Тогда эффект детандирования может быть в два раза выше и достигаемая температура точки росы по углеводородам при этом ниже (таблица 5.2).

Однако, экономически неоправданно размещать ДКС после УКПГ из-за низкого давления газа на всасе газоперекачивающих агрегатов, так как потребуются ввод сразу нескольких ступеней компримирования газа, и, как следствие, высокие капитальные затраты. Поэтому целесообразнее размещать ДКС «в голове» технологической нитки, что подтверждают и другие авторы [14,19].

5.3 Влияние состава сырья на степень извлечения жидкой фазы

В главе 5.2 было изучено изменение эффекта детандирования в зависимости от различного состава газа. Ввиду того, что в 2018 году на X1 УКПГ планируется отказ от сырья X2 нефтегазоконденсатного месторождения, по причине переработки X2 сырья своей УКПГ, то следующее исследование направлено на изучение влияния состава газов X1 и X2 на степень извлечения жидкой фазы.

При разработке газоконденсатных месторождений углеводороды конденсируются в пласте, в скважинах и различных аппаратах. Для подбора оптимального режима подготовки газа с целью разделения жидкой фазы от газовой определяют изотермы конденсации для каждой залежи, которые представляют собой зависимость между количеством сконденсированной жидкости от давления. Однако, на установках комплексной подготовки газа, имеющее различное по своему происхождению сырье, изотерма конденсации не учитывается. Ввиду отказа от X2 попутного нефтяного, давление максимальной конденсации изменится. Поэтому следующее исследование направлено на изучение влияния компонентного состава сырья на технологию подготовки газа.

В ходе работы были построены изотермы конденсации для газа X1 и X2 месторождений, а также для их смесей с разным соотношением: 1 : 1, 1 : 0,5 и 1 : 0,2. За единицу взят расход X1 газа (рисунок 5.6). Из полученных зависимостей видно, что давление максимальной конденсации для X2 газа составляет 9,5 МПа, в то время как для X1 газа – 8 МПа. Это говорит о том, что для более тяжелого, попутного нефтяного газа требуется большее давление, чтобы извлечь из него максимальное количество жидкости, и присутствие его в смеси с X1, с повышением количества, смещает давление максимальной конденсации в сторону большего давления. А так как давление на УКПГ перед третьим сепараторе составляет 4,9 МПа, то наличие X2 сырья снижает максимальное количество сконденсированной жидкости.

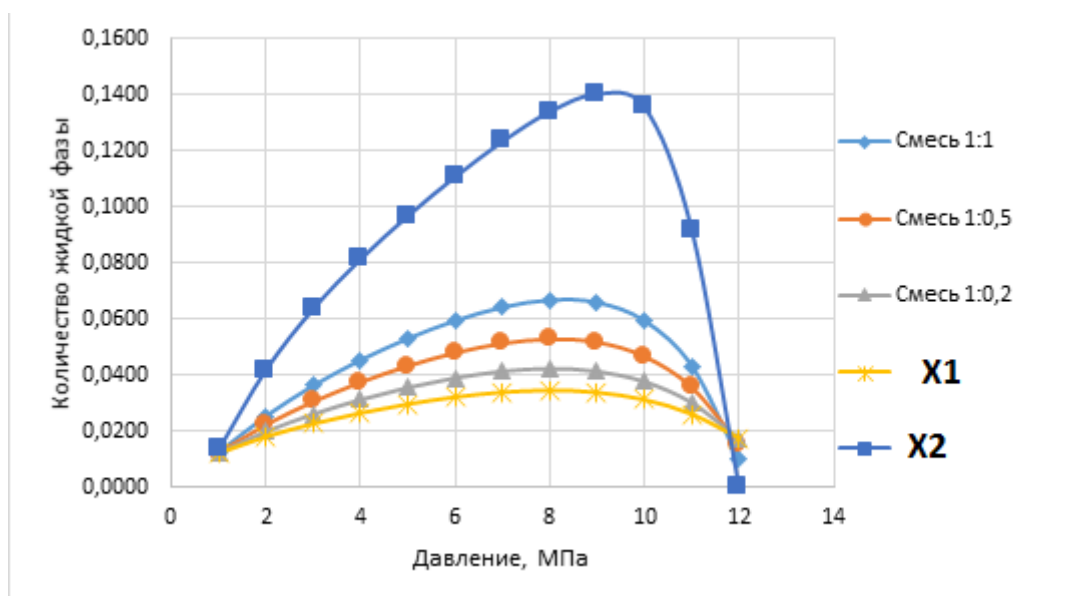


Рисунок 5.6 – Изотермы конденсации для X1 и X2 газа, а также для их смесей при температуре минус 10 °C

Однако, несмотря на то, что давление максимальной конденсации X2 сырья смещено вправо, относительно X1, наличие данного сырья благоприятно сказывается на количестве жидкости в целом, так как содержит в себе большее количество тяжелых компонентов: при рабочем давлении третьего сепаратора 4,9 МПа – 9,68%, в то время как в X1 сырье – 2,98%, что в 3,2 раза меньше.

Изотерма конденсации является частным случаем фазовой диаграммы газа. Поэтому в моделирующем комплексе были построены фазовые диаграммы для X1, X2 газа и их смеси (рисунки 5.7–5.9). По аналогии с работой [9] был проведен их анализ.

Критическая точка для X1 газа находится в области с давлением 5,58 МПа и температурой минус 74 °C. Данная точка находится в диапазоне рабочего давления технологической линии, а значит при температурах ниже минус 70 °C и давлении, превышающем критическое, будет возникать эффект ретроградного испарения жидких углеводородов, что повлечет за собой снижение степени извлечения C₅₊.

Для X2 газа характерно более высокое критическое давление и температура: 10,2 МПа, минус 33 °C. Это говорит о том, что с понижением

температуры газа в области рабочих давлений количество жидкой фазы будет увеличиваться и для данного состава газа ретроградное явление не возникает.

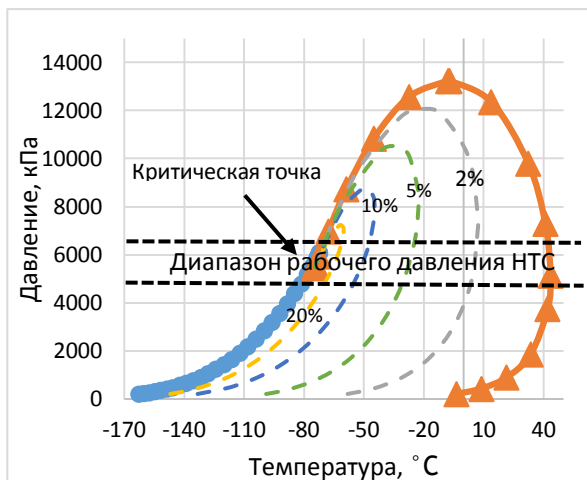


Рисунок 5.7 – Фазовая диаграмма для X1 газа

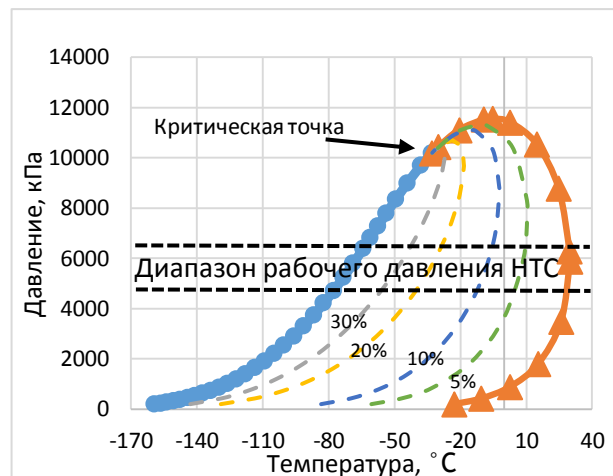


Рисунок 5.8 – Фазовая диаграмма для X2 газа

Для смеси X1 и X2 газа критическая точка лежит выше диапазона рабочего давления и составляет 8,56 МПа при температуре минус 52,7°С. В данном случае, при добавлении попутного нефтяного газа к X1 критическое давление и температура смещаются в большую сторону, что исключает ретроградные явления при подготовке газа.

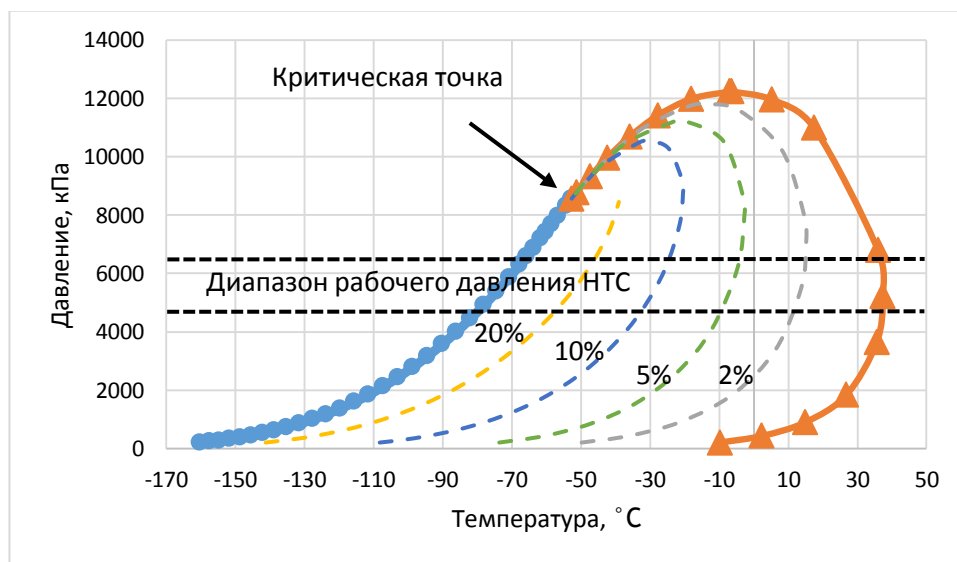


Рисунок 5.9 – Фазовая диаграмма для смеси X1 и X2 газа в соотношении 1:1

В ходе работы также был исследован эффект детандирования для исследуемых газов и их смесей.

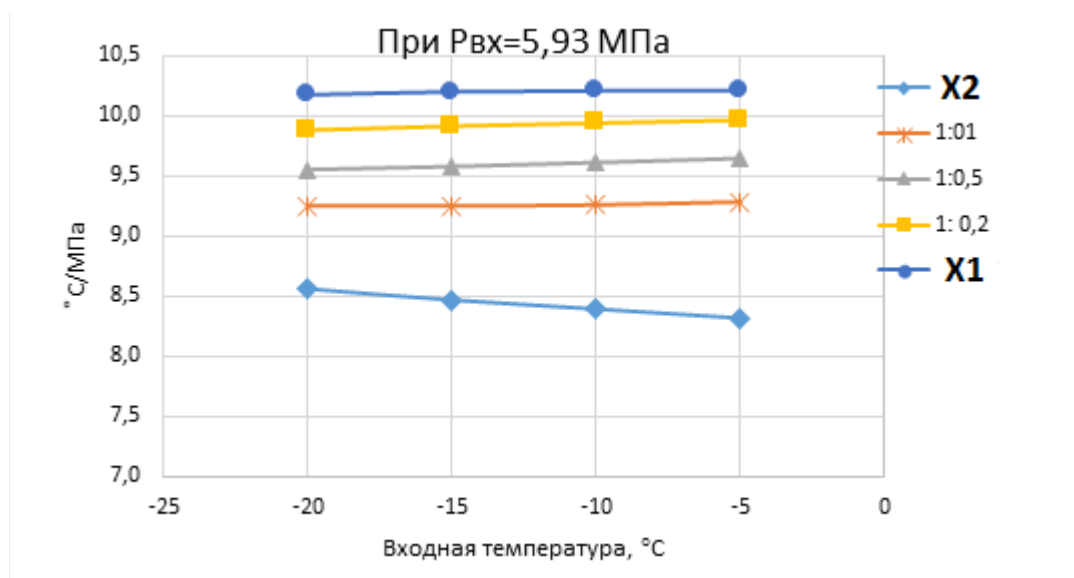


Рисунок 5.10 – Зависимость эффекта детандирования от входной температуры газа при входном давлении 5,93 МПа

Из полученных зависимостей (рисунок 5.10) видно, что для X1 газа достигается максимальный эффект детандирования. При температуре минус 10°С эффект детандирования в 1,21 выше для X1 газа по сравнению с X2 и составляет 10,2°С против 8,4°С. Эффект детандирования для смесей закономерно увеличивается при снижении количества X2 газа, что в будущем благоприятно скажется на технологии подготовки газа. При тех же перепадах давления на детандере, будут достигаться более низкие температуры, а значит большее количество жидкости будет извлекаться из сырья.

Качество товарного газа в реальных условиях должно соответствовать СТО Газпром 089-2010. Однако содержание метана не регулируется согласно этому документу. Поэтому была исследована зависимость содержания некоторых компонентов в товарном газе для различного состава сырья (рисунок 5.11–5.13).

Согласно полученным зависимостям с увеличением давления сепарации уменьшается содержание метана в товарном газе. Также, возрастает унос углеводородов C_{5+} . Однако поведение пропан-бутановой фракции нелинейно. Минимальный унос пропана с товарным газом осуществляется при давлении 6 МПа для X1 и 7 МПа для X2. При меньшем и большем давлении сепарации унос

пропана будет увеличиваться. Для смеси 1:1 содержание метана также снижается с увеличением давления. Минимальное содержание пропана для товарного газа из смеси наблюдается при 6,5 МПа.

При среднем рабочем давлении низкотемпературной сепарации 4,8 МПа, которое отмечено на полученных графиках зеленой линией, видно, что наименьшее остаточное содержание пропана в товарном газе обеспечивает X1 газ.

Зная состав исходного газа и товарного, можно определить степень извлечения углеводородов C₃-C₄ и C₅₊. Степень извлечения рассчитывалась по массовому расходу компонентов:

$$\delta = \frac{C_{5+тг} * 100\%}{C_{5+исх}} - 100\% \quad (5.1)$$

В моделирующем комплексе Aspen HYSYS был смоделирован процесс низкотемпературной сепарации с технологическими параметрами, приближенными к реальным условиям X1 УКПГ.

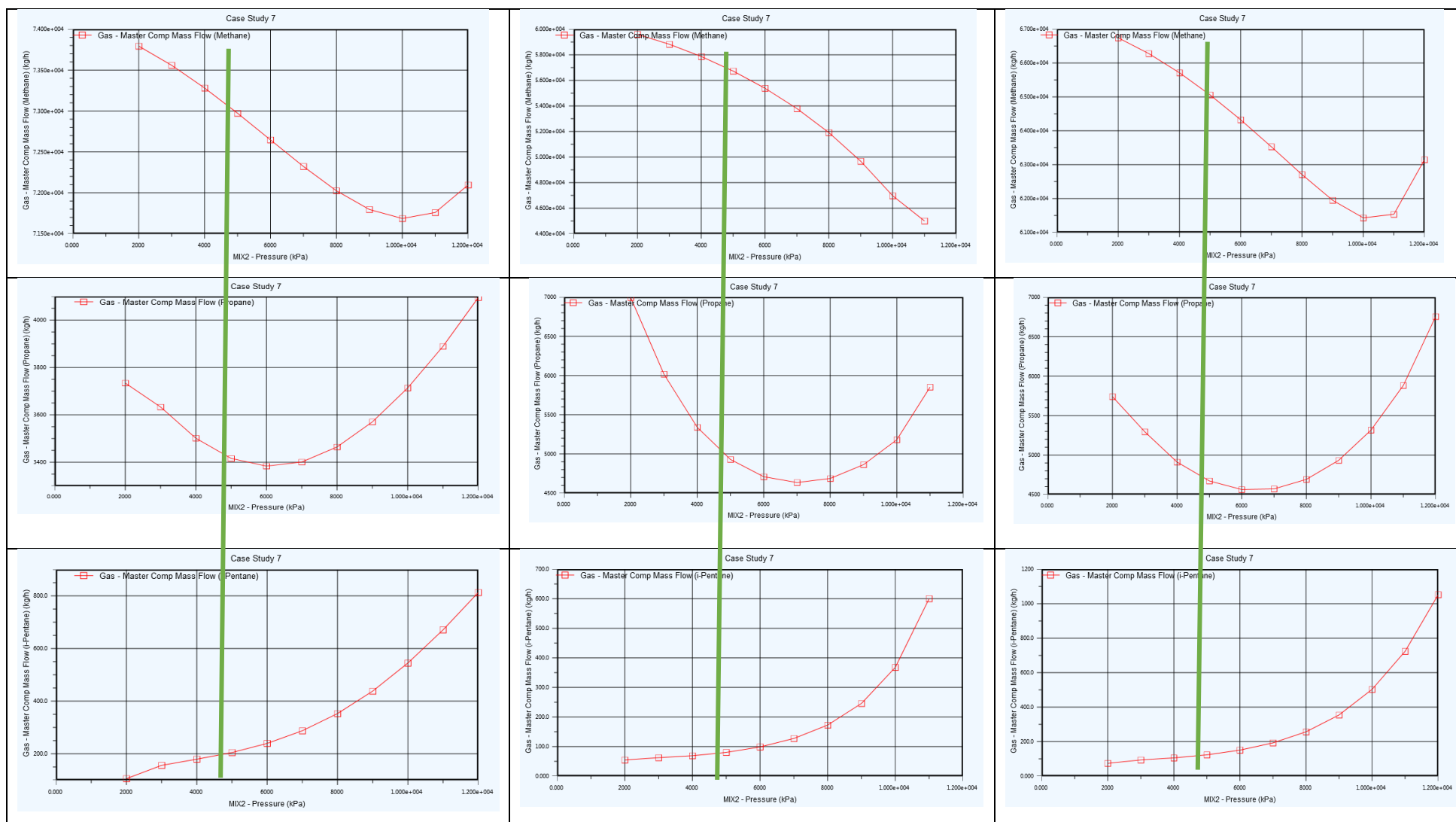


Рисунок 5.11 – Содержание различных компонентов в товарном газе для X1 сырья

Рисунок 5.12 – Содержание различных компонентов в товарном газе для X2 сырья

Рисунок 5.13 – Содержание различных компонентов в товарном газе для смесей 1:1

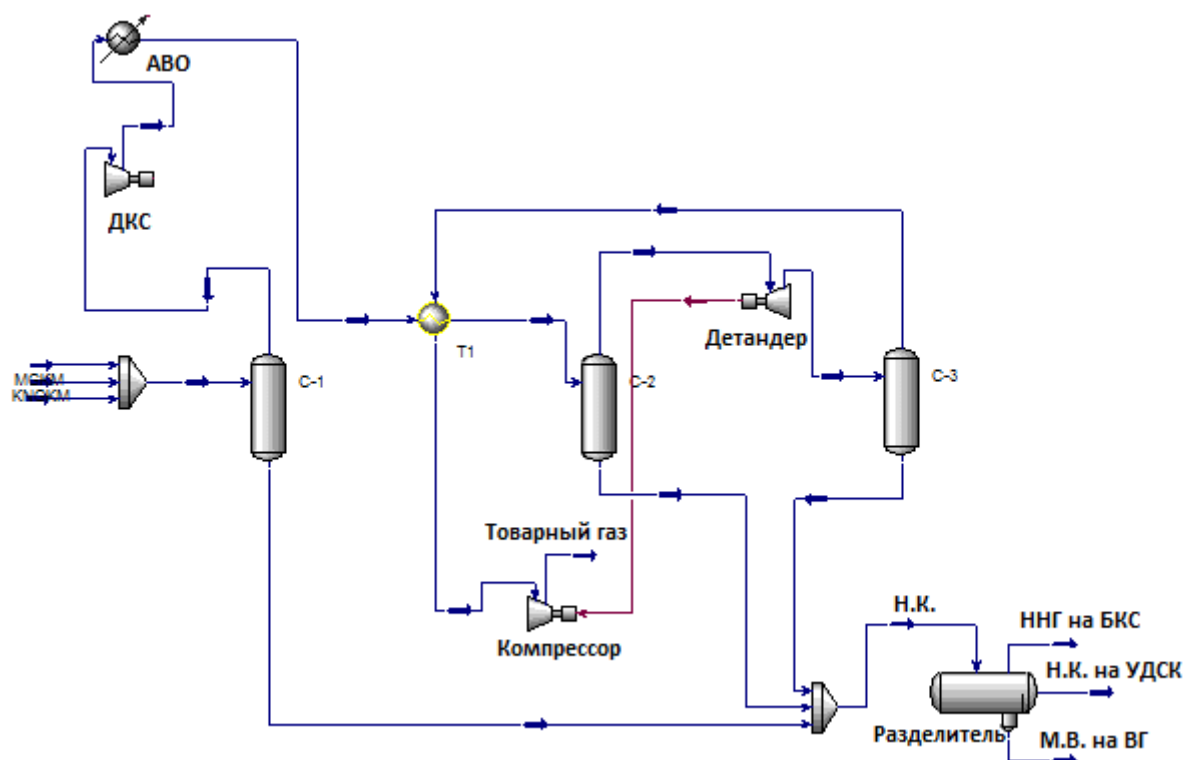


Рисунок 5.14 – Моделирующая схема НТС

Адекватность модели оценивалась сравнением компонентных составов товарного газа, полученного в процессе моделирования, и товарного газа УКПГ. Как видно из таблицы 5.3, модели можно доверять.

Таблица 5.3 – Сравнение состава товарного газа производственного режима и расчетного по программе HYSYS

Наименование показателя	Производственный режим	Расчетный режим, HYSYS	Абсолютная погрешность, %	Относительная погрешность, %
CH ₄ , %	87,34	87,33	0,01	0,01
C ₂ H ₆ , %	4,60	4,57	0,03	0,65
C ₃ H ₈ , %	2,98	3,13	0,15	5,03
C ₄ H ₁₀ , %	1,18	1,11	0,07	5,93
C ₅ H ₁₂ , %	0,20	0,18	0,02	10,00
C _{6+в}	0,03	0,02	0,01	33,33
N ₂ , %	2,83	2,79	0,04	1,41
CO ₂ , %	0,82	0,84	0,02	2,44
He, %	0,02	0,01	0,01	50

Таблица 5.4 – Степень извлечения углеводородов C_{5+}

Месторождение	C_{5+} в исходном газе, кг/ч	C_{5+} товарном газе, кг/ч	Степень извлечения, %
X1	6626,3	940,6	85,8
X2	4753,1	300,1	93,7
Смесь 1:1	11379,4	1086,1	90,5

По результатам расчета видно, что степень извлечения углеводородов C_{5+} из попутного нефтяного газа X2 НГКМ достигается более высокая, по сравнению с X1 газом – на 7,9%. При смешивании сырья степень извлечения становится 90,5 %. Если исходить из материального баланса, то при смешивании сырья X1 и X2, содержание C_{5+} в товарном газе должно быть 1240,7 кг/ч. Однако мы видим (таблица 5.3), что C_{5+} в товарном газе ниже и составляет 1086,1 кг/ч, а это на 12,5 % ниже. Это говорит о том, что добавление попутного нефтяного газа благоприятно сказывается на увеличении степени извлечения углеводородов C_{5+} и совпадает с выводами других авторов [7,14,9,10], что подтверждает достоверность полученных результатов.

Таблица 5.4 – Степень извлечения углеводородов C_{3-4}

Месторождение	C_{3-4} в исходном газе, кг/ч	C_{3-4} товарном газе, кг/ч	Степень извлечения, %
X1	8644	6801	20,9
X2	22665	10504	53,7
Смесь 1:1	31309	19803	36,7

Однако стоит обратить внимание на степень извлечения углеводородов C_{3-4} . Аналогичные расчеты (таблица 5.4) свидетельствуют о низкой степени извлечения этих углеводородов. Кроме того, смешение потоков газа нефтяных и газоконденсатных месторождений понижает степень извлечения углеводородов C_{3-4} по сравнению с газами отдельных месторождений. Исходя из материального баланса, содержание C_{3-4} в товарном газе должно быть 17305 кг/ч, однако мы видим, что унос пропан-бутановой фракции на 14,4 % больше и составляет 19803 кг/ч.

Таким образом, можно сделать выводы:

- для попутного нефтяного газа требуется более высокое давление сепарации для максимального извлечения жидкой фазы;
- наличие X2 сырья в смеси увеличивает степень конденсации жидкости в целом (при рабочем давлении третьего сепаратора 4,9 МПа – 9,68%, в то время как в X1 сырье 2,98%, что в 3,2 раза меньше);
- при добавлении попутного нефтяного газа к газу X1 ГКМ критическое давление и температура смеси газов смещаются в большую сторону;
- эффект детандирования газа повышается с уменьшением расхода нефтяного газа X2 месторождения;
- наличие нефтяного газа увеличивает степень извлечения углеводородов C_{5+} , но снижает степень извлечения пропан-бутановой фракции.

5.4 Оценка эффективности охлаждения газа в турбине ТДА

Работа турбодетандерного агрегата протекает при различных технологических режимах. Режимы ТДА зависят от входного давления, которые способны создать газоперекачивающие агрегаты, расхода газа, состава сырья и входной температуры, которая во многом зависит от температуры окружающей среды. Расход газа зависит не только от изменения потребления газа, но и из-за изменения работы фонда скважин. Также изменение расхода может происходить вследствие перераспределения сырого газа по другим модулям подготовки газа.

В результате колебаний режима ТДА, изменяется качество товарного газа, количество стабильного конденсата, СПБТ и уровень общих энергозатрат. К тому же, создаются угрозы, которые могут привести к отказам агрегата, такие как: механические примеси, капельная жидкость и т.п.

Технологический анализ работы турбохолодильной техники проведён на основе статистических данных по режимам работы установки НТС с ТДА X1 УКПГиК в летний период 2017 г (таблица 5.5).

Таблица 5.5 – Промысловые данные по работе ТДА и рассчитанные эффекты детандирования

$T_{вх}, ^\circ\text{C}$	$T_{вых}, ^\circ\text{C}$	$\Delta T, ^\circ\text{C}$	$P_{вх}, \text{МПа}$	$P_{вых}, \text{МПа}$	$\Delta P, \text{МПа}$	$^\circ\text{C}/\text{МПа}$	Точка росы по УВ	Точка росы по влаге
-4,7	-16,0	11,3	6,06	4,89	1,17	9,66	-9,5	-20,4
-7,0	-15,0	8,0	6,06	4,96	1,10	7,27	-8,3	-18,2
-7,4	-14,4	7,0	6,00	4,99	1,01	6,93	-7,8	-17,9
-6,2	-16,7	10,5	6,13	4,90	1,23	8,54	-9,2	-19,3
-4,5	-20,0	15,5	6,39	4,64	1,75	8,86	-16,0	-26,4
-11,4	-21,8	10,4	5,89	4,66	1,23	8,46	-14,1	-23,6
-10,1	-19,0	8,9	6,00	4,90	1,10	8,09	-10,0	-19,5
-9,2	-18,0	8,8	5,94	4,84	1,10	8,00	-8,5	-18,3
-9,1	-18,0	8,9	5,88	4,78	1,10	8,09	-8,4	-18,1
-9,5	-19,5	10,0	5,63	4,47	1,16	8,62	-10,9	-19,7
-7,9	-15,7	7,8	5,81	4,70	1,11	7,03	-8,1	-18,2
-8,0	-18,0	10,0	5,93	4,74	1,19	8,40	-9,3	-20,0
-7,6	-17,4	9,8	5,92	4,76	1,16	8,45	-8,8	-19,0
-9,2	-21,4	12,2	6,04	4,65	1,39	8,78	-13,7	-23,3

По результатам промысловой обработки данных по работе ТДА был рассчитан эффект детандирования, который варьируется в диапазоне от 6,93 до 9,66 $^\circ\text{C}/\text{МПа}$. Как видно из зависимостей (рисунок 5.2 главы 5.2), расчетный эффект детандирования для различного сырья Х1 УКПГиК находится в диапазоне 8,3 – 10 $^\circ\text{C}/\text{МПа}$. Полученные результаты говорят о различном преобладании состава газа на установке. Наиболее сильный эффект детандирования 9,66 $^\circ\text{C}/\text{МПа}$ наблюдался в день, когда по продуктопроводу Х2 месторождение–Х1 велись очистные работы. Вследствие этого расход газа Х2 месторождения существенно снизился.

Одной из важных характеристик работы ТДА является частота вращения вала и пропускная способность турбодетандера по сырому газу. В работе были проанализированы данные характеристики (рисунок 5.15). Из полученной зависимости видно, что с увеличением расхода сырого газа на детандер, повышается частота вращения вала, что позволяет обеспечить более низкие температуры точки росы по воде и углеводородам. (точки росы по углеводородам указаны на рисунке 5.15).

Максимальная частота вращения вала (блокировочное значение) составляет 18540 об/мин. При максимальной частоте вращения вала, расход газа составляет 216 тыс.н.м³/ч. Однако, работа ТДА на максимальной частоте вращения не предусмотрена, так данное значение является блокировочным и ведет к аварийной остановке агрегата.

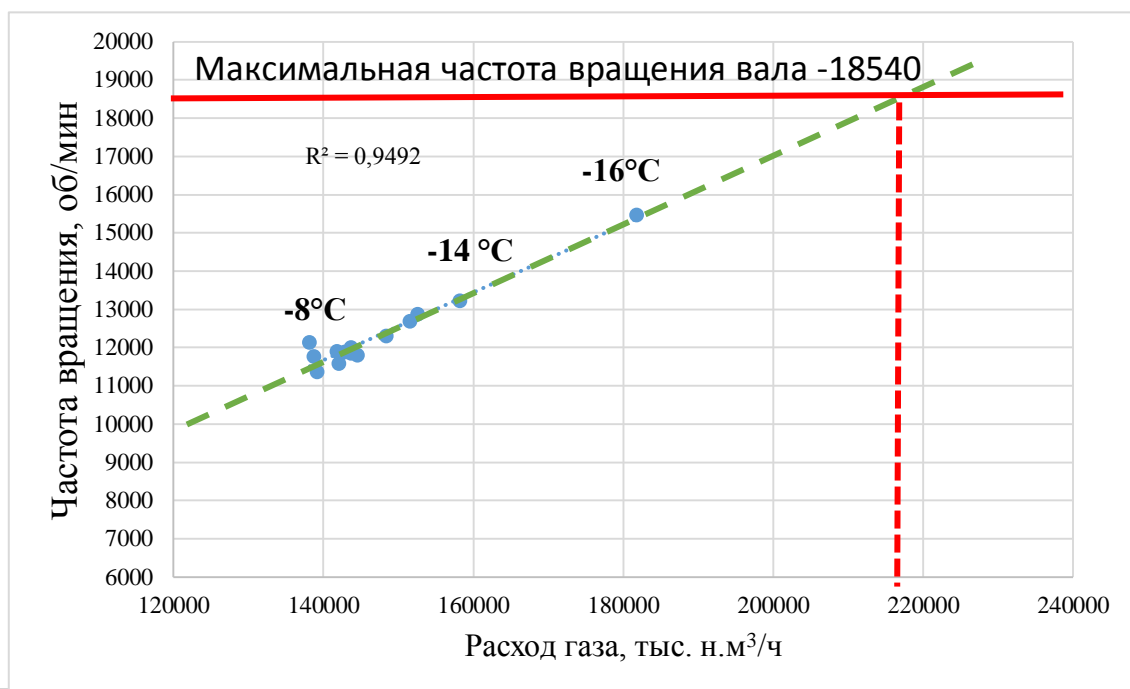


Рисунок 5.15 – Зависимость частоты вращения вала от расхода газа ТДА на Х1 УПГКиК

По результатам обработки промышленных данных были построены зависимости разности температур на детандере, точки росы по углеводородам от степени понижения давления в турбине (рисунок 5.16). Степень понижения давления обеспечивается перепадом давления между входом и выходом детандера. Более высокие значения степени понижения давления приводят к увеличению перепада температур на турбине ТДА и уменьшению точки росы по углеводородам. Низкая точка росы осушенного газа по углеводородам говорит о более высокой степени извлечения углеводородам.

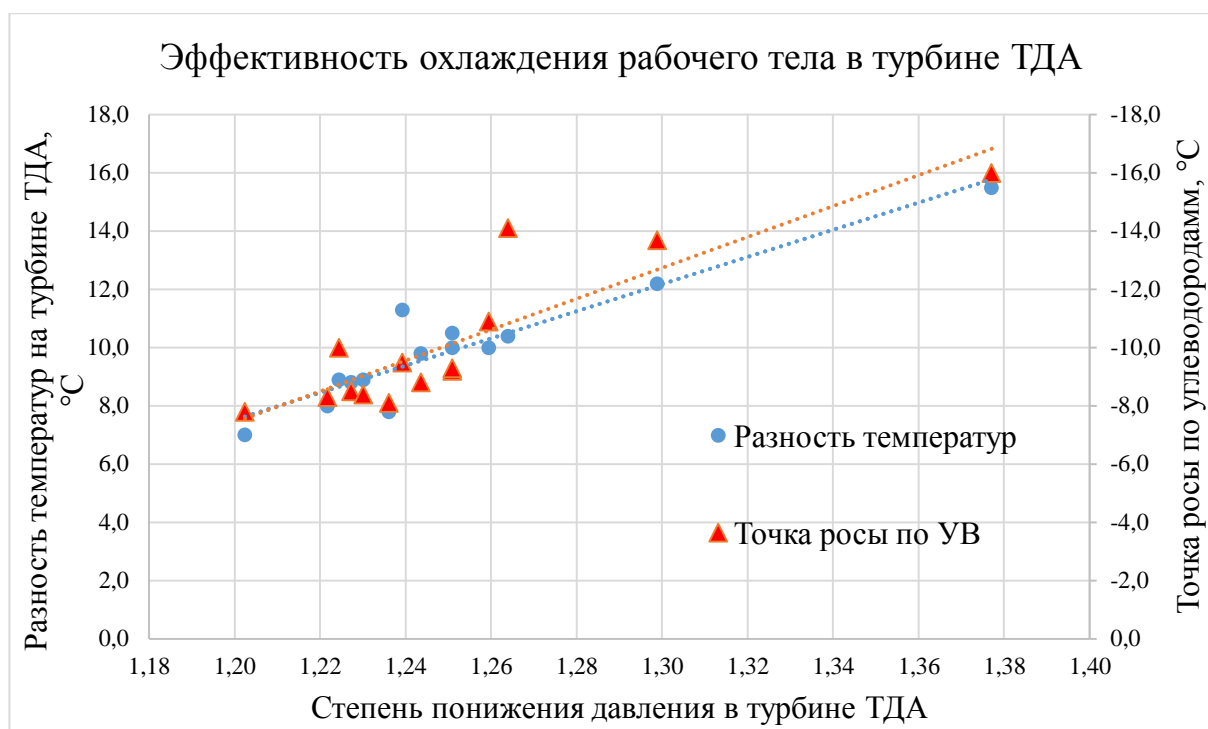


Рисунок 5.16 – Эффективность охлаждения газа в турбине ТДА

По результатам промыслового анализа можно говорить об эффективной работе турбодетандерного агрегата на Х1 УКПГиК. Однако, использование ТДА в максимальном (оптимальном) режиме работы позволит увеличить степень извлечения углеводородов C_{3+} .

Из результатов моделирования режима работы ТДА и оценки эффективности на основе промысловых данных, можно делать вывод, что конструктивные, технологические и технико-эксплуатационные характеристики агрегата, использующегося на Х1 УКПГиК, могут обеспечить оптимальный технологический режим эксплуатации низкотемпературного сепаратора и обеспечить высокое качество подготовки газа. Технологические параметры процесса: входное давление – 7,0 МПа, входная температура – минус 15 °С, температура сепарации – минус 35 °С, частота вращения вала 17500 об/мин и расходом газа 210 тыс н.м³.

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»

Студенту:

Группа	ФИО
2БМ6В	Гатиятову Артуру Рамильевичу

Инженерная школа природных ресурсов		Отделение нефтегазового дела	
Уровень образования	Магистр	Направление	Нефтегазовое дело

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:

1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	<ul style="list-style-type: none"> Капитальные вложения определены по проекту-аналогу ш.1284
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	<ul style="list-style-type: none"> Согласно действующему законодательству РФ
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	<ul style="list-style-type: none"> Амортизационные отчисления; Цена стабильного конденсата и СПБТ равна согласно прейскуранту 2014 г.

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого потенциала, перспективности и альтернатив проведения НИ с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	<ul style="list-style-type: none"> Оценка экономической эффективности внедрения турбодетандерного агрегата; Определение дополнительных объемов капитальных вложений; Определение эксплуатационных затрат
2. Планирование и формирование бюджета научных исследований	<ul style="list-style-type: none"> В основе расчета заложена отпускная цена газодобывающего предприятия, установленная согласно прейскуранту, для организаций ПАО «Газпром»
3. Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования	<ul style="list-style-type: none"> Оценка экономического эффекта

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
--	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Романюк Вера Борисовна	к.э.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2БМ6В	Гатиятов Артур Рамильевич		

6 Финансовый менеджмент

В главе 5.4 было установлено, что добавление попутного нефтяного газа повышает извлекаемость углеводородов C_{5+} . К тому же, использование турбодетандерного агрегата позволяет достигать более низких температур в низкотемпературном сепараторе, что приводит к большему извлечению углеводородов C_{3-4} и C_{5+} .

6.1 Расчет капитальных вложений

Одним из основных показателей при расчете экономической эффективности являются капитальные затраты. Эти затраты включают следующее:

- 1) стоимость приобретения нового оборудования (Таблица 6.1);

Таблица 6.1 - Стоимость приобретения нового оборудования

Наименование оборудования	Един. изм.	Кол.	Цена за единицу, млн.руб.	Всего, млн. руб.
Турбодетандерный агрегат	шт.	1	130	130

- 2) транспортные расходы составляют 5% от стоимости:

$$K_T = 0,05 \times 130\,000\,000 = 6\,500\,000;$$

- 3) затраты на проектирование составляют 5% от стоимости:

$$K_{пр} = 0,05 \times 130\,000\,000 = 6\,500\,000 \text{ руб.};$$

- 4) затраты на инженерные работы и обучение составляют 7% от стоимости:

$$K_{ир} = 0,07 \times 130\,000\,000 = 9\,100\,000 \text{ руб.};$$

- 5) затраты на монтаж нового оборудования составляют 6% от стоимости:

$$K_M = 0,06 \times 130\,000\,000 = 7\,800\,000 \text{ руб.};$$

Общая сумма капитальных затрат составляет:

$$K = K_{п} + K_T + K_{пр} + K_{ир} + K_d + K_M;$$

$$K = 159\,900\,000 \text{ руб.}$$

6.2 Расчет дополнительных эксплуатационных издержек

- 1) Амортизационные отчисления на оборудование составляют 10% от дополнительных капитальных затрат:

$$A = K \times N_A, \text{ где } N_A - \text{средняя норма амортизации (10\%)}$$

$$A = 159\,900\,000 \times 0,1 = 15\,990\,000 \text{ руб.};$$

2) затраты на все виды ремонта, кроме капитального, составляют 2% от стоимости дополнительных капитальных затрат:

$$З_p = 0,02 \times 159\,900\,000 = 3\,198\,000 \text{ руб.};$$

3) затраты на содержание и обслуживание составляют 3% от стоимости дополнительных капитальных затрат:

$$З_{об} = 0,03 \times 159\,900\,000 = 4\,797\,000 \text{ руб.};$$

4) прочие затраты составляют 5% от стоимости дополнительных капитальных затрат:

$$З_{пр} = 0,05 \times 159\,900\,000 = 7\,995\,000 \text{ руб.};$$

5) общая сумма дополнительных капитальных издержек:

$$З_{экс.общ} = A + З_p + З_{об} + З_{пр};$$

$$З_{экс.общ} = 31\,980\,000 \text{ руб.}$$

6.3 Расчет экономических показателей

Использование ТДА на УКПГ позволяет нам извлекать большее количество пропана и конденсата (табл. 6.2).

Таблица 6.2 – Выпуск продукта

Вариант	Количество, кг /ч
Существующий режим (стабильный конденсат)	10293
новый режим (конденсат)	10935
Существующий режим (СПБТ)	11505
новый режим (СПБТ)	16629

Таблица 6.3 – Расчетная таблица

Вариант	Количество, т /год	Цена, руб/т	Сумма, руб.
Дополнительное извлечение конденсата	5624	15475	87 031 400
Дополнительное извлечение ПБФ (СПБТ)	44886	18000	807 948 000
ИТОГО			894 979 400

Прирост прибыли:

$$\Delta\Pi = 894\,979\,400 \text{ руб.}$$

Годовой экономический эффект от внедрения нового оборудования:

$$\text{Эф}_{\text{год}} = \Delta\Pi - З_{\text{экс.общ}} = 894\,979\,400 - 31\,980\,000 = 862\,999\,400 \text{ руб.}$$

Срок окупаемости капитальных вложений - это отношение затрат на модернизацию к годовому экономическому эффекту:

$$T = K / \text{Эф}_{\text{год}} = 159\,900\,000 / 887\,353\,400 = 0,18 \text{ года.}$$

Экономическая эффективность - отношение годового экономического эффекта к затратам на создание и внедрение новой системы управления составит:

$$\text{Эф} = \text{Эф}_{\text{год}} / K = 887\,353\,400 / 159\,900\,000 = 5,55.$$

Результаты технико-экономического обоснования сведены в таблицу 6.4.

Таблица 6.4 – Технико-экономическое обоснование

Статьи затрат	Затраты	Единицы измерения
Капитальные затраты:		
Стоимость нового оборудования	131 000 000	руб.
Транспортно-заготовительные	6 500 000	руб.
Проектирование	6 500 000	руб.
Инженерные работы и обучение	9 100 000	руб.
Монтаж нового оборудования	7 800 000	руб.
Итого:	159 900 000	руб.
Эксплуатационные затраты:		
Амортизационные отчисления	15 990 000	руб.
Затраты на ремонт	3 198 000	руб.
Содержание и обслуживание приборов и средств автоматизации	4 797 000	руб.
Прочие затраты	7 995 000	руб.
Итого:	31 980 000	руб.
Прирост прибыли	894 979 400	руб.
Годовой экономический эффект	862 999 400	руб.
Срок окупаемости капитальных затрат	0,18	год
Экономическая эффективность	5,55	—

Предложенный режим с новым турбодетандерным агрегатов позволяет увеличить выход стабильного конденсата и СПБТ и получить годовой экономический эффект в размере 862 999 400 руб. Дополнительные капитальные затраты окупятся в течение трех месяцев. Экономическая эффективность дополнительных капитальных затрат равна 5,55.

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2БМ6В	Гатиятову Артуру Рамильевичу

Инженерная школа природных ресурсов	Отделение	нефтегазового дела
Уровень образования	Магистр	Направление
		нефтегазовое дело

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	<i>Анализ процесса низкотемпературной сепарации газа на XI газоконденсатном месторождении</i>
--	---

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

<p>1. Производственная безопасность</p> <p>1.1. Анализ выявленных вредных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности:</p> <ul style="list-style-type: none"> – физико-химическая природа вредности, её связь с разрабатываемой темой; – действие фактора на организм человека; – приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ); – предлагаемые средства защиты; – (сначала коллективной защиты, затем – индивидуальные защитные средства). <p>1.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности:</p> <ul style="list-style-type: none"> – механические опасности (источники, средства защиты); – термические опасности (источники, средства защиты); – электробезопасность (в т.ч. статическое электричество, молниезащита – источники, средства защиты); – пожаровзрывобезопасность (причины, профилактические мероприятия, первичные средства пожаротушения). 	<p>1.1 Анализ вредных факторов</p> <p>1.1.1 Повышенный уровень шума</p> <p>1.1.2 Повышенный уровень вибрации</p> <p>1.1.3 Повышенная загазованность рабочей зоны</p> <p>1.1.4 Недостаточная освещенность рабочей зоны</p> <p>1.1.5 Отклонение показателей микроклимата в помещении</p> <p>1.2 Анализ опасных факторов</p> <p>1.2.1 Сосуды под давлением</p> <p>1.2.2 Электрический ток</p> <p>1.2.3 Пожароопасность</p>
<p>2. Экологическая безопасность:</p> <ul style="list-style-type: none"> – защита селитебной зоны – анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы); – анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы); – анализ воздействия объекта на литосферу (отходы); – разработать решения по обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды. 	<p>2.1 Анализ воздействия объекта на атмосферу</p> <p>2.2 Анализ воздействия объекта на гидросферу</p> <p>2.3 Анализ воздействия объекта на литосферу</p>

3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях: <ul style="list-style-type: none"> – перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения; – выбор наиболее типичной ЧС; – разработка превентивных мер по предупреждению ЧС; – разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий. 	3.1 Анализ возможных ЧС 3.2 Меры по предупреждению взрыво и пожароопасной обстановки 3.3 Действия в результате возникшей ЧС и меры по ликвидации её последствий
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	4.1 Правовые основы экологической политики 4.2 Документы, регулирующие отношения природопользователя с местной администрацией

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
---	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Ассистент	Абраменко Н. С.			

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2БМ6В	Гатиятов Артур Рамильевич		

7 Социальная ответственность

Обеспечение безопасной жизнедеятельности человека в значительной степени зависит от правильной оценки опасных, вредных производственных факторов. Одинаковые по тяжести изменения в организме человека могут быть вызваны различными причинами. Это могут быть какие-либо факторы производственной среды, чрезмерная физическая и умственная нагрузка, нервно-эмоциональное напряжение, а также разное сочетание этих причин.

Во время своей трудовой деятельности человек подвергается воздействию вредных производственных факторов, специфика и количество которых зависит от характера труда. Для предупреждения ухудшения здоровья работника от такого неблагоприятного воздействия на каждом конкретном предприятии или учреждении предусмотрен ряд мер по обеспечению безопасности и экологичности трудовой деятельности.

Рабочее место и взаимное расположение всех его элементов должно соответствовать антропометрическим, физическим и психологическим требованиям. Большое значение имеет также характер работы. В частности, при организации рабочего места программиста должны быть соблюдены все основные условия.

Целью раздела “Социальная ответственность” является анализ вредных и опасных факторов труда инженера–технолога и разработка мер защиты от них, оценка условий труда на установке комплексной подготовки газа и конденсата (УКПГиК) X1 газоконденсатного месторождения в цехе добычи и подготовки газа и конденсата. В разделе также рассматриваются вопросы техники безопасности, пожарной профилактики и охраны окружающей среды, даются рекомендации по созданию оптимальных условий труда.

7.1 Производственная безопасность

7.1.1 Анализ вредных факторов

Опасным называется фактор, воздействие которого на работающего человека в определенных условиях приводит к травме или другому внезапному резкому ухудшению здоровья. Если же производственный фактор приводит к заболеванию или снижению трудоспособности, то его считают вредным. В зависимости от уровня и продолжительности воздействия вредный производственный фактор может стать опасным.

Работа непосредственно связана с дополнительным воздействием целой группы вредных факторов, что существенно снижает производительность труда. К таким можно отнести факторы, приведенные в таблице 7.1.

Таблица 7.1 – Опасные и вредные факторы при выполнении работ по осушке природного газа методом низкотемпературной сепарации

Источник фактора, наименование видом работ	Факторы (по ГОСТ 12.0.003-74)		Нормативные документы
	Вредные	Опасные	
Технологические операции: 1)замена манометра 2)пуск/остановка высоконапорных насосов 3)пуск турбодетандерных агрегатов 4)контроль огневых работ	1.Повышенный уровень шума 2.Повышенный уровень вибрации 3.Повышенная загазованность рабочей зоны 4.Недостаточность освещенности рабочей зоны 5.Отклонение показателей микроклимата в помещении	1.Сосуды под давлением 2.Электрический ток 3.Пожароопасность	СН 2.2.4/2.1.8-562-96 [1] СН 2.2.4/2.1.8.566–96 [2] СНиП 23-05-95 [3] СанПиН 2.2.4.548–96 [4] РД 34.21.122-88 [5] РД 52.04.52-85 [6]

Повышенный уровень шума

Источников возникновения повышенного уровня шума является установка осушки газа, а именно сепараторы газа, в которых из-за повышенной скорости и расширении газа появляются звуковые колебания. Требование по

уровню шума в помещениях - согласно СН 2.2.4/2.1.8-562-96 «Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территории жилой застройки». Нормативное значение по уровню звукового давления составляет 80 дБА. Предусматриваются ряд мероприятий по снижению уровня шума в цехе осушке газа:

- Сепараторы оснащены необходимыми средствами автоматики, дистанционного управления и не требуют постоянного обслуживания;
- Применение звукоизоляции трубопроводов.

Повышенный уровень вибрации

Источниками интенсивного шума и вибрации являются машины и механизмы с не уравновешенными вращающимися массами, отдельных кинематических парках которых возникают трение и соударения, а также аппараты, в которых движение газов и жидкостей происходит с большими скоростями и сопровождается пульсацией. Установлены предельно допустимые величины параметров вибрации на постоянных рабочих местах в производственных помещениях в зависимости от среднегеометрических и граничных частот октавных полос и амплитуды (пикового значения) перемещений при гармонических колебаниях. Согласно СН 2.2.4/2.1.8.566–96 «Производственная вибрация. Вибрация в помещениях жилых и общественных зданий» предельно допустимые среднеквадратичные значения колебательной скорости лежат в интервале 92–107 дБ относительно $5 \cdot 10^{-5}$ мм/с. Трудовая деятельность в цехе осушки газа попадает под категорию 3 тип «а» граница снижения производительности труда. Нормы спектральных показателей вибрационной нагрузки на оператора при длительности вибрационного воздействия 8 ч приведены в таблице 7.2.

Таблица 7.2 – Санитарные нормы спектральных показателей вибрационной нагрузки на оператора. Общая вибрация, категория 3, тип «а» Согласно СН 2.2.4/2.1.8.566–96

Среднегеометрические частоты полос, Гц	Нормативные значения в направлениях X_0, Y_0							
	виброускорения				виброскорости			
	$\text{м}\cdot\text{с}^{-2}$		дБ		$\text{м}\cdot\text{с}^{-2}\cdot 10^{-2}$		дБ	
	в $^{1/3}$ -окт.	в $^{1/1}$ -окт.	в $^{1/3}$ -окт.	в $^{1/1}$ -окт.	в $^{1/3}$ -окт.	в $^{1/1}$ -окт.	в $^{1/3}$ -окт.	в $^{1/1}$ -окт.
1,6	0,09	0,14	99	103	0,9	1,3	105	108
2,0	0,08		98		0,64		102	
2,5	0,071		97		0,46		99	
3,15	0,063	0,1	96	100	0,32	0,45	96	99
4,0	0,056		95		0,23		93	
5,0	0,056		95		0,18		91	
6,3	0,056	0,11	95	101	0,14	0,22	89	93
8,0	0,056		95		0,12		87	
10,0	0,071		97		0,12		87	
12,5	0,09	0,20	99	106	0,12	0,20	87	92
16,0	0,112		101		0,12		87	
20,0	0,140		103		0,12		87	
25,0	0,18	0,40	105	112	0,12	0,20	87	92
31,5	0,22		107		0,12		87	
40,0	0,285		109		0,12		87	
50,0	0,355	0,80	111	118	0,12	0,20	87	92
63,0	0,445		113		0,12		87	
80,0	0,56		115		0,12		87	

Повышенная загазованность рабочей зоны

Источником загазованности может стать разгерметизация технологического оборудования, а также газоопасные работы, связанные с профилактикой насосно-компрессорного оборудования, замена манометра и т.п.

УКПГиК оборудован системой, исключающей возможность загазованности помещений, и включает датчики загазованности. При обнаружении загазованности в контролируемых помещениях или наружных установках в объеме 10 % от НКПВ, контроллер пожаротушения выдает команду на включение звуковой и световой сигнализации по месту и в операторной и на включение аварийной вентиляции. При достижении загазованности в объеме 20 % от НКПВ происходит отключение аварийной, приточной вентиляции и остановка технологического оборудования.

Газ природный при больших концентрациях (более 15-16%) действует удушающе, так как возникает кислородная недостаточность. При тяжелом

отравлении пострадавший должен быть госпитализирован. В качестве индивидуальных средств защиты могут применяться шланговые противогазы ПШ-1,2 и изолирующие дыхательные аппараты АСВ-2.

Недостаточная освещенность

Освещение одним из важнейших элементов благоприятных условий труда является рациональное освещение помещений и рабочих мест при правильном освещении повышается производительность труда, улучшается условия безопасности, снижается утомление. Освещение должно отвечать требованиям СНиП 23-05-95 «Естественное и искусственное освещение» (таблица 7.3).

Таблица 7.3 – Допустимые значения освещения по СНиП 23-05-95

Характеристика зрительной работы	Наименьший или эквивалентный размер объекта различения, мм	Разряд зрительной работы	Подразряд зрительной работы	Контраст объекта с фоном	Характеристика фона	Искусственное освещение	
						при системе комбинированного освещения	при системе общего освещения
1	2	3	4	5	6	7	8
Высокой точности	От 0,30 до 0,50	III	а	Малый	Темный	2000	500
				Средний	Средний	1500	400
			б	Малый	Средний	1000	300
				Средний	Темный	750	200
			в	Малый	Средний	750	300
				Большой	Темный	600	200
Средней точности	Св. 0,5 до 1,0	IV	г	Средний	Светлый	400	200
			а	Малый	Темный	750	300
				Средний	Средний	500	200
			б	Малый	Средний	500	200
				Средний	Темный	500	200
			в	Малый	Светлый	400	200
				Средний	Средний	400	200
			г	Большой	Темный	400	200
				Средний	Светлый	400	200
				Большой	Светлый	-	200
				Большой	Средний	-	200
				Большой	Средний	-	200

В основных производственных помещениях предусмотрено два вида освещения - рабочее и аварийное. Для ремонтного освещения принято напряжение 42В. Наружное освещение осуществляется прожекторами с натриевыми газоразрядными типа ДНаТ и дуго-разрядными лампами типа ДРЛ установленными на прожекторных мачтах с молниеотводом. Все элементы освещения (внутреннего и наружного) должны содержаться в исправном состоянии, своевременно ремонтироваться, вышедшие из строя лампы заменяться.

Отклонение показателей микроклимата в помещении

Модуль подготовки газа располагается в отапливаемом помещении, в котором размещается также пункт подготовки газа на собственные нужды промысла, включающий теплообменник и узлы распределения газа потребителям.

С целью обеспечения безопасности производства и создания оптимальных условий работы ведется постоянный контроль условий, в которых протекают технологические процессы на предприятии, в том числе метеорологических (микроклимат). Для отслеживания негативного теплового и физического воздействия в помещении используют систему мониторинга микроклимата, представляющую собой аппаратно-программный комплекс, который включает базовые приборы, сетевые приборы, программное обеспечение обработки и визуализации данных. Благодаря этой системе происходит отслеживание различных параметров окружающей среды. Согласно СанПиН 2.2.4.548–96 «Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений» оптимальная температура микроклимата приведена в таблице 7.3. Категория работ по уровню энергозатрат для цеха осушки газа – Па.

Таблица 7.3 – Оптимальные величины показателей микроклимата на рабочих местах производственных помещений

Период года	Категория работ по уровню энергозатрат, Вт	Температура воздуха, °С	Температура поверхностей, °С	Относительная влажность воздуха, %	Скорость движения воздуха, м/с
Холодный	Ia (до 139)	22-24	21-25	60-40	0,1
	Iб (140-174)	21-23	20-24	60-40	0,1
	IIa (175-232)	19-21	18-22	60-40	0,2
	IIб (233-290)	17-19	16-20	60-40	0,2
	III (более 290)	16-18	15-19	60-40	0,3
Теплый	Ia (до 139)	23-25	22-26	60-40	0,1
	Iб (140-174)	22-24	21-25	60-40	0,1
	IIa (175-232)	20-22	19-23	60-40	0,2
	IIб (233-290)	19-21	18-22	60-40	0,2
	III (более 290)	18-20	17-21	60-40	0,3

7.1.2 Анализ опасных факторов

Сосуды под давлением

Источником повышенного давления в модуле подготовки газа являются сепараторы и технологические трубопроводы. Сепараторы, находящиеся в модуле подготовки газа работают при повышенном давлении – 7 МПа. Сосуды под давлением допускаются к работе в соответствии с «Правилами устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением». Книга учёта и освидетельствования сосудов, работающих под давлением. В местах подъезда к коммуникациям, находящимся под давлением газа, установлены предупреждающие и запрещающие знаки: "Газ - опасно!", "Проезд запрещен", "Посторонним лицам проход запрещен" и др.

Электрический ток

Источником электрического тока является насосное оборудование. А также статическое электричество. Предупреждения попадания под опасное для жизни людей напряжение, взрывы и возгорания, связанные с прямым ударом молнии, искровыми разрядами статического электричества и вторичных

проявлений молний, выполнены мероприятия, предусмотренные РД 34.21.122-88 «Инструкция по устройству молниезащиты зданий и сооружений». Все оборудование электроустановок и трубопроводы заземлены. Осмотр, измерение сопротивления заземляющего устройства проводят в соответствии с «Правилами технической эксплуатации электроустановок потребителей» и графиком, утвержденным техническим руководителем промысла. Измерения сопротивления заземляющих устройств проводятся специалистами подрядных организаций, результаты измерения оформляются протоколом. Электрооборудование, светильники, установленные во взрывоопасных зонах, помещениях приняты исполнением повышенной надежности против взрыва. Для ослабления генерирования зарядов статического электричества ЛВЖ и другие диэлектрические материалы должны транспортироваться по трубопроводам с малыми скоростями.

Пожароопасность

Источником пожароопасности является применение открытого огня (огневые работы). Помещения категории «А» в здании модуля подготовки газа, оборудованы УФ/ИК детекторами пламени типа U 7652В. В помещениях категории «А» блока-бокса фильтров газа, блоков-боксов маслофильтров установлены тепловые пожарные извещатели многократного действия типа ИП103-4/1 ИБ70, подключаемые к контроллеру типа «ПК-4510» через «Устройство приемно-контрольное, охранно-пожарное, взрывозащитное, с видом взрывозащиты «Искробезопасная электрическая цепь» УПКОП 135-1-1. В блоках-боксах насосной склада ГСМ, КНС предусмотрены извещатели ИП103-2/1.

Установка автоматического пенного пожаротушения УКПГ обеспечивает автоматическую сигнализацию о возникновении пожара и автоматическое тушение очага пожара пеной средней кратности. Включение установки ППТ в действие производится как в автоматическом, так и в ручном (дистанционном) режиме. Система пожаротушения находится в положении готовности к

пенообразованию и подаче пены в очаг пожара любого цеха. На X1 НГКМ имеется собственная пожарная часть.

7.2 Экологическая безопасность

7.2.1 Анализ воздействия объекта на атмосферу

Источники выбросов загрязняющих веществ делятся на «организованные» и «неорганизованные». Источниками постоянных «организованных» выбросов загрязняющих веществ на рассматриваемых промплощадках являются при низкотемпературной сепарации газа:

Таблица 7.4 Перечень источников выбросов в атмосферу

Наименование производства и источников выброса	Условие (метод) ликвидации, обезвреживания, утилизации	Наименование вещества	Периодичность,	Годовая величина залповых выбросов, тонн
ТМПГ №1: сепаратор С-1/1.	без.обезвр., без утилиз.	Углеводороды предельные C ₁ -C ₅	постоянно	15,732

- дыхательные клапаны резервуаров и емкостей;
- факел при сжигании затворного газа и газов дегазации и выветривания.

Специальные мероприятия по сокращению выбросов загрязняющих веществ не разрабатываются. В связи с тем, что объекты газовой промышленности являются предприятиями с непрерывным режимом работы, для них предусматриваются мероприятия общего характера, согласно РД 52.04.52-85.

7.2.2 Анализ воздействия объекта на гидросферу

Для предотвращения попадания в водную среду загрязняющих веществ (химреагенты, ГСМ и др.) с промплощадок проведено их обвалование с устройством гидроизоляционной подушки. Организованный отвод дождевых и талых вод с территории промплощадки производится по специальным водоотводным канавам, по которым вода собирается в специальные отстойники. По мере накопления вода подается на очистные сооружения.

Важнейшим мероприятием по защите поверхностных вод на территории месторождения является очистка хозяйственных и промышленных сточных вод до установленных требований. Очищенные промышленные сточные воды

закачиваются в поглощающие скважины сеноманского горизонта, а хозбытовые сточные воды, после очистки на установке «Биодиск-350», сбрасываются на рельеф.

7.2.3 Анализ воздействия объекта на литосферу

На установке комплексной подготовки газа предусмотрена колонна отдувки метанола, что позволяет снизить концентрацию метанола, закачиваемую в пласт.

7.3 Безопасность в чрезвычайных ситуациях

Правовую основу защиты в чрезвычайных ситуациях составляют отдельные разделы законов «О промышленной безопасности опасных производственных объектов», «О пожарной безопасности», «Об охране окружающей среды». Основопологающим законом, регламентирующим организацию работ по профилактике ЧС, порядку действий в ЧС и ликвидации их последствий, является Федеральный закон «О защите населения и территорий от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера».

7.3.1 Анализ возможных ЧС

Взрыв и пожар представляет собой большую опасность как для персонала, так и для окружающей среды. Причиной возникновения пожара и взрыва на установках промысла является разгерметизация трубопровода в следствии человеческого фактора, износа оборудования или стихийного бедствия.

7.3.2 Меры по предупреждению взрыво и пожароопасной обстановки

Безопасность труда обеспечивается соблюдением в проекте требований действующих норм и правил. Для обеспечения безаварийной работы технологических установок ДКС, УКПГ проектом предусмотрены:

- герметизация оборудования и трубопроводов;
- применение для тепло- и звукоизоляции трубопроводов и оборудования негорючих материалов;
- установка газоанализаторов до взрывоопасных концентраций газа в помещениях компрессоров ГПА, технологических цехов, с выдачей сигнала в диспетчерскую и автоматическим включением аварийно-вытяжной вентиляции;
- установка газоанализаторов до взрывоопасных концентраций на

площадках компрессорной станции и УКПГ;

- оснащение технологического оборудования всеми необходимыми средствами контроля, автоматики, предохранительной арматурой (сбросные, обратные клапаны и др.), обеспечивающими надежность и безаварийность работы;
- дистанционное управление кранами подключения ДКС к газопроводу подключения, газопроводами УКПГ, кранами на свечах сброса давления в подводящих газопроводах;
- аварийное освещение в помещениях ГПА с питанием от аккумуляторных батарей;
- аварийный останов ДКС, УКПГ;
- применение взрывозащищенного оборудования для взрывоопасных зон;
- защита газопровода от электромагнитной индукции, статического электричества, и мероприятия по предотвращению заноса высоких потенциалов в здания;
- использование стальных бесшовных труб для газопроводов и других технологических трубопроводов с обязательным гидравлическим испытанием каждой трубы на заводе-изготовителе;
- использование сварных соединений на газопроводах и трубопроводах с взрывопожароопасными и токсичными веществами;
- использование фасонных соединительных деталей трубопроводов (отводы, тройники, переходы) заводского изготовления, проверенных и испытанных на заводе;
- опознавательная окраска газопроводов и других технологических трубопроводов.

Основное внимание было уделено:

–повышению уровня подготовки органов управления и сил на решение задач по защите объектов Общества от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера в мирное и военное время, а также террористических угроз;

–обучению работников Общества в области гражданской обороны, пожарной безопасности и защиты от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера;

–оснащению объектов Общества новейшими системами аварийной сигнализации (охранной, пожарной, газовой).

7.3.3 Действия в результате возникшей ЧС и меры по ликвидации её последствий

Ответственность за ликвидацию аварии, до приезда ответственного руководителя (начальника службы, главного инженера), несет сменный инженер объекта, принимая решения и осуществляя мероприятия по восстановлению нормального режима работы оборудования. В случае его неправильных действий главный инженер (начальник службы) промысла обязан вмешаться в ход ликвидации аварии вплоть до отстранения сменного инженера, принимая на себя руководство и ответственность за дальнейший ход ликвидации аварии.

Ликвидация аварий производится согласно плану ликвидации аварий (ПЛА), утвержденного главным инженером Общества. Дежурный персонал обязан знать признаки аварий по технологическому оборудованию и коммуникациям, методы нахождения неисправностей и ликвидации аварий.

При возникновении аварии и в течение аварийной ситуации оперативный персонал обязан с учетом складывающейся обстановки принимать быстрые и эффективные меры к предотвращению угрозы жизни и здоровью людей, повреждению смежного с аварийным объектом оборудования и коммуникаций и недопущению других нежелательных последствий.

В аварийной ситуации персонал должен:

- принять меры к локализации аварии, прекращению поступления в зону аварии горючих веществ, материалов, которые при горении выделяют вредные и ядовитые вещества;
- после осмотра места аварии сообщить о создавшейся ситуации и принятых мерах руководству промысла;
- после прибытия на место аварии восстановительных и пожарных

подразделений, сообщить их руководителям о создавшейся ситуации, о положении запорной арматуры на технологических коммуникациях, примыкающих к зоне аварии, месторасположении и условиях проезда к пожарным гидрантам.

Для принятия неотложных мер по локализации аварии и ликвидации ее последствий оперативный персонал имеет право привлекать к работам всех, кто находится на установке в момент аварии.

7.4 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

7.4.1. Правовые основы экологической политики

Обеспечение экологической безопасности при осуществлении хозяйственной деятельности базируется на соблюдении Российского законодательства и требований экологических нормативов и стандартов, регламентирующих отношения в сфере охраны и использования природных ресурсов, а также обеспечения безопасности обслуживающего персонала и населения от возможных вредных воздействий, связанных с разработкой и эксплуатацией месторождения.

Правовые основы экологической политики при разработке проектных решений базируются на основных положениях политики ОАО "Газпром" в области охраны окружающей природной среды, безопасности и здоровья работников на производстве (постановление Правления ОАО "Газпром" от 20.04.2000 г. № 14) и включают следующие направления экологической деятельности:

- соответствие законам, государственным и отраслевым нормативно-методическим документам в области охраны окружающей природной среды;
- сохранение природной среды в зоне размещения объектов газовой промышленности, разумное и рациональное использование природных ресурсов;
- обеспечение промышленной экологической безопасности строительства и эксплуатации объектов добычи, транспорта, переработки и хранения углеводородного сырья;
- обеспечение безопасности труда и сохранения здоровья работников отрасли;

- участие в обеспечении экологической безопасности регионов, в которых размещены объекты газовой промышленности.

Основным отраслевым правовым механизмом природоохранной деятельности является система нормирования природопользования, базирующаяся на внедрении конкретных природоохранных норм, стандартов, правил и программ, обеспечивающих выполнение природоохранного законодательства.

Нормирование природопользования в отрасли осуществляется установлением предельно допустимых антропогенных воздействий на компоненты окружающей природной среды, обеспечивающих охрану окружающей среды и здоровье человека, сохранение генетического фонда, рациональное использование природных ресурсов.

7.4.2 Документы, регулирующие отношения природопользователя с местной администрацией

Основным документом, регулирующим отношения Заказчика (природопользователя) с местной Администрацией, является договор на комплексное природопользование. Договор является юридическим документом, нарушение которого одной из сторон является основанием для обращения в суд. Проведение геодезических, геологосъемочных, поисковых, кадастровых, землеустроительных исследований и изысканий осуществляется на основании решения о их проведении и договора с собственником земли, землепользователем, арендатором, который регистрируется местным органом власти.

В число обязательств природопользователя входят:

- обязательство ведения работ в соответствии с проектом, под авторским надзором Проектировщика, недопущение несанкционированных Министерством природных ресурсов Российской Федерации (далее – МПР России) отклонений от проекта;
- замены оборудования, машин и приборов, по мере выбытия по причине физического и морального старения, на более экологически совершенные;

- соблюдения полос отвода при строительстве и эксплуатации промысла, выплаты штрафов за экологические нарушения;
- недопущения к производству работ подрядчиков и субподрядчиков, не прошедших аккредитацию в Администрации, не имеющих экологического паспорта;
- ведения ведомственного контроля (мониторинга) состояния окружающей среды, своевременного обнаружения и ликвидации аварий, разливов, утечек углеводородов и химреагентов, рекультивации нарушенных земель, выплаты штрафов, предупреждения о всех случаях территориального органа МПР России и местной Администрации;
- регламентация правил экологического поведения работников, применения санкций за браконьерство, ввоз собак, бесконтрольный разъезд транспорта вне дорог и т.д., включения этих правил в трудовой договор с работниками;
- экологической подготовки и переподготовки персонала, назначения лиц, ответственных за экологическую безопасность объектов;
- создания рабочих мест за счет приоритетного приема местных кадров, в первую очередь лиц, потерявших доходы ввиду прекращения традиционных промыслов в связи с реализацией проекта;
- полной рекультивации участков, нарушенных после закрытия промысла;

Нормативная база природоохранной деятельности включает в себя: законы, постановления, нормативные и инструктивно–методические акты органов исполнительной власти субъектов Российской Федерации; государственные стандарты, строительные нормы и правила, строительные нормы, санитарные правила и нормы; нормативно–методическую документацию по отдельным аспектам природоохранной деятельности федерального и регионального значения.

Заключение

Для изучения влияния состава газа на степень извлечения углеводородов C_{5+} была выбрана X1 УКПГиК. Сырьем установки является газ X1, X4 газоконденсатного месторождения, а также попутные нефтяные газы X2, X3 и X5 месторождений, которые утилизируются согласно действующего постановления правительства РФ, устанавливающего требование к нефтегазовым компаниям об утилизации 95% добываемого попутного нефтяного газа, ограничивающее объем его сжигания в факелах на месторождениях и повышающее платежи за сверхлимитное сжигание газа.

Разработка залежи X1 НГКМ предусматривается на естественном режиме эксплуатации. Организация системы ППД и закачка агентов для поддержания пластового давления не предусматривается.

По результатам моделирования установлено:

- для газовых и газоконденсатных месторождений, использующих технологию низкотемпературной сепарации, эффективнее проводить детандирование сырья при пониженных давлениях. Тогда эффект детандирования может быть в два раза выше и достигаемая температура точки росы по углеводородам при этом ниже. Для газа X6 при входной температуре минус 5°C и давлении 6 МПа коэффициент детандирования равен 11,2 °C/МПа, а при давлении 3 МПа почти в два раза выше и составляет 22,2 °C/МПа;
- высокий эффект детандирования достигается при подготовке «тощего» газа. Так, при входном давлении 6 МПа и температуре минус 5°C, эффект детандирования для X6 составляет 11,2°C/МПа, а для X2 8,8°C/МПа;
- совместная подготовка газа газоконденсатного месторождения и попутного нефтяного повышает степень извлечения углеводородов C_{5+} на 12,5%, но снижается степень извлечения пропан-бутановой фракции на 14,4%;
- при добавлении попутного нефтяного газа к X1 критическое давление и температура смещаются за область рабочих давлений: 7 МПа, что исключает явление ретроградного испарения при подготовке газа.

По результатам моделирования установлены оптимальные технологические параметры турбодетандерного агрегата для большего извлечения углеводородов C_{3+} , что позволяет повысить увеличить степень извлечения углеводородов C_{5+} на 7%, C_3-C_4 на 10%:

- входное давление газа – 7,0 МПа,
- входная температура газа – минус 15 С.

Технологический анализ работы турбохолодильной техники, проведенный на основе статистических данных по режимам работы установки НТС с ТДА Х1 УКПГиК, позволил подтвердить возможность работы в полученном из результатов моделирования режиме. Частота вращения вала детандера-компрессора составит 17500 об/мин, расход газа – 210 тыс н.м³.

Экономическая эффективность: применение турбодетандерных агрегатов позволяет получить годовой экономический эффект в размере 862,9 млн.руб.

Список использованных источников

1. HYSYS. Руководство пользователя, Aspen Tech, 2006.
2. Арнольд К., Стюарт М. Справочник по оборудованию для комплексной подготовки газа. Промысловая подготовка углеводородов / Перевод с английского. – М.: ООО «Премииум Инжиниринг», 2012. – 630 с.:ил.
3. Арнольд К., Стюарт М. Справочник по оборудованию для комплексной подготовки нефти. Промысловая подготовка углеводородов / Перевод с английского. – М.: ООО «Премииум Инжиниринг», 2011. – 776 с.:ил.
4. Бекиров Т.М., Шаталов А.Т. Сбор и подготовка к транспорту природных газов. – М.: Недра, 1986. – 261 с.
5. Булейко В.М., Григорьев Б.А., Овсяникова М.С. Исследование фазового поведения углеводородных смесей с низким конденсатным фактором // Научно-технический сборник «Вести газовой науки», 2017. №2 (30). С.4-13.
6. Воронцов М.А., Федулов Д.М., Грачев А.С. Методический подход к расчетному исследованию промысловой подготовки природного газа к транспорту по технологии низкотемпературной сепарации с применением турбодетандерных агрегатов // Научно-технический сборник «Вести газовой науки», 2016. №2 (26). С.105–111.
7. Гриценко А.И., Истомин В.А. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России. – М.: Недра, 1999. – 450 с.
8. Давлетов К.М., Глазунов В.Ю., Эльберт И.П. Анализ пиковых режимов установки комплексной подготовки газа (УКПГ) Бованенковского нефтегазоконденсатного месторождения // нефтегазовое дело: электронный научный журнал, 2013. №5. С.170–178.
9. Дунаев А.В., Истомин В.А., Кубанов А.Н. Особенности технологических процессов промысловой подготовки природного газа с низким конденсатным фактором // Газовая промышленность, 2015. №11. С.80-83
10. Елизарьева Н.Л., Колчин А.В., Коробков Г.Е. Анализ влияния характеристик газа на эффективность узла редуцирования // Проблемы сбора, подготовки и транспорта нефти и нефтепродуктов, 2015. №4 (102). С.178-184.

11. Елистратов М. В. Совершенствование методов расчета фазового равновесия в система «природный газ – гликоли – вода – метанол» для повышения эффективности гликолевой осушки природного газа. Автореферат диссертации канд. техн. наук. Москва, 2005. – 24 с.
12. Жданова Н. В., Халиф А. Л. Осушка природных газов. Изд.2-е, перераб.и дополн. М., Недра 1984г. 160 с
13. Кидни Дж., Парриш У.Р., Маккартни Д. Основы переработки природного газа: пер. с англ. яз. 2-го изд. под ред. О. П. Лыкова, И. А. Голубевой. – СПб.: ЦОП «Профессия», 2014. – 664 с., ил.
14. Колокольцев С. Н. Совершенствование технологий подготовки и переработки углеводородных газов: Монография. – М.: ЛЕНАНД, 2015. – 600 с.
15. Кубанов А.Н., Воронцов М.А., Федулов Д.М. Технологический анализ работы турбохолодильной техники на начальном этапе эксплуатации УПГ №2 Бованенского НГКМ // Научно-технический сборник «Вести газовой науки», 2013. №4 (15). С.84–89.
16. Петрухин В.В., Петрухин С.В. Справочник по газопромысловому оборудованию. – М.: Инфа-Инженерия, 2013. – 928 с.
17. Пресс-служба администрации Томской области /Томской области – 70 лет. – URL: <http://xn--80adaiccmc8f.xn--p1ai/articles/media/2014/9/10/tomskoj-oblasti-70-let/> (дата обращения: 20.10.2017)
18. Проворная И. В., Филимонова И. В., Эдер Л. В. Основные проблемы инновационного развития нефтегазовой отрасли в области добычи нефти и газа [Электронный ресурс] // Бурение и нефть. – 2014. – № 4. URL: <http://burneft.ru/archive/issues/2014-04/3> (дата обращения: 30.11.2017)
19. Регулярные процессы и оборудование в технологиях сбора, подготовки и переработки нефтяных и природных газов: учебное пособие / Е. П. Запорожец, Д. Г. Антониади, Г. К. Зиберт и др.; ФГБОУ ВПО КубГТУ. – Краснодар: Издательский Дом – Юг, 2012. – 620 с.

20. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. – М.:Недра, 2000. – 663 с.
21. Степанова Г.С. Фазовые превращения углеводородных смесей газоконденсатных месторождений. – М: Недра, 1974. – 224 с.
22. Технологии переработки природного газа и конденсата / В. И. Мурин, Н. Н. Кисленко, Ю. В. Сурков и др. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. – Ч. 1. – 517 с.: ил.
23. Технологические процессы и методы расчета оборудования установок подготовки углеводородных газов: учебное пособие / Г.К. Зиберт Е.П. Запорожец, А.Г. Зиберт, и др.; М.: Российский государственный университет нефти и газа имени И.М. Губкина, 2015. – 447 с.: ил.
24. Технологический регламент «Участок комплексной подготовки газа Х1 нефтегазоконденсатного месторождения». – ОАО «Томскгазпром», 2016. – 571 с.

Приложение Б

THE LITERARY REVIEW OF LOW TEMPERATURE SEPARATION TECHNOLOGY

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2БМ6В	Гатиятов Артур Рамильевич		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Шишмина Л.В.	к.х.н., с.н.с.		

Консультант – лингвист отделения иностранных языков ШБИП:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Уткина А.Н.	к.филос.н.		

Introduction

Low temperature separation technology is commonly used for field gas processing. Nevertheless typical technological schemes ensure high-quality gas treatment for further transportation with a significant pressure drop at the facility only the first 10-12 years of field production.

The application of low temperatures is prevailing in the production of ethylene, the handling of LNG and winning of light hydrocarbons from natural gas, as well as the manufacture of hydrogen and helium.

Dew point control is one of the most important operations at the beginning of the gas processing chain. Its main purpose is to ensure that liquids (either hydrocarbons or water) are not formed in the pipelines to allow a safe and reliable transportation of the gas to markets. The by-product liquids recovered could be used as fuel, or alternatively stabilized and marketed as condensate. Occasionally, regional markets allow the extraction of LPG from these liquids.

Flow Assurance - Pipeline gas dew point adjustment needs

Flow assurance is the analysis developed with the concurrence of thermodynamic, pipeline hydraulic, site survey profile, and chemistry science to ensure that the pipeline operation is reliable and free of operational issues (plugging, sediments, slugs, hydrates, etc.) that would jeopardize its performance with the consequent loss of business revenues. It is well known that retrograde condensation (occurrence of two dew point at constant pressure or constant temperature) is formed at reservoir conditions. This phenomenon also occurs in pipelines, and consideration must be given to avoid the formation of liquids in pipelines. Liquids accumulating in low points of pipelines represent an operational issue with the consequential formation of two-phase flow, liquid slugs, and problems in metering stations. The requirements for dew point control are usually set once the pipeline gas composition and operating and environmental conditions are known. Normally, these conditions are set by the lowest pressure existing in the pipeline system, usually at the inlet of the compression stations. However, other non-operational conditions should be considered, such as flow

transients, depressurizations, etc. A thorough analysis of the phase envelope curves is required to determine the pipeline dew point requirements.

Dew point control methods

We include a brief review of the methods used to reduce hydrocarbon dew point in gas streams.

1. Low Temperature Separation (LTS)

If the raw gas is at high pressure, the removal of hydrocarbons can be accomplished by refrigeration obtained through the expansion of gas by means of a Joule -Thomson valve. Injection of glycol is required to prevent the formation of hydrates.

Low temperature separation uses either Joule-Thomson choke and expansion technology or a chilling mechanism to reduce the temperature of the wet gas. As the temperature falls to the required dew point, water vapor or heavier hydrocarbons condensate out of the gas stream. These are then separated in a knock-out drum to produce a clean, dry gas stream.

To achieve a temperature drop in the Joule-Thomson process, wet gas is forced through an insulated throttling valve which allows the gas to pass into a lower-pressure state. This expansion of the wet gas causes its temperature to fall to the required dew point. Chilling can also be achieved by incorporating chilling mediums such as propane, freon or ammonia.

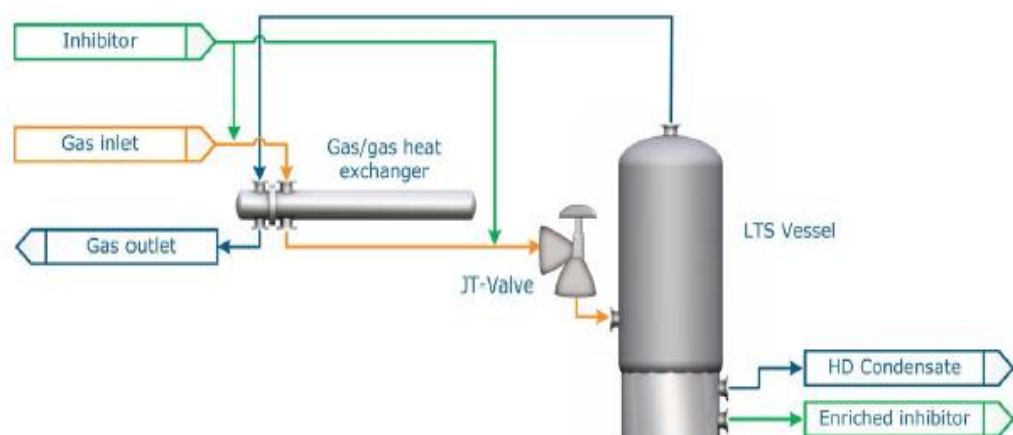


Figure 1– Low-temperature-separation

2. Turboexpander Dew Point

This process is a variation of the LTS process in which the energy pressure hold in the gas is used to move an expander turbine, which in the isentropic expansion generates refrigeration and exports mechanical work. This work is used to drive a compressor to partially restore the gas pressure. This method will be the focus of our discussion. (See Figure 3)

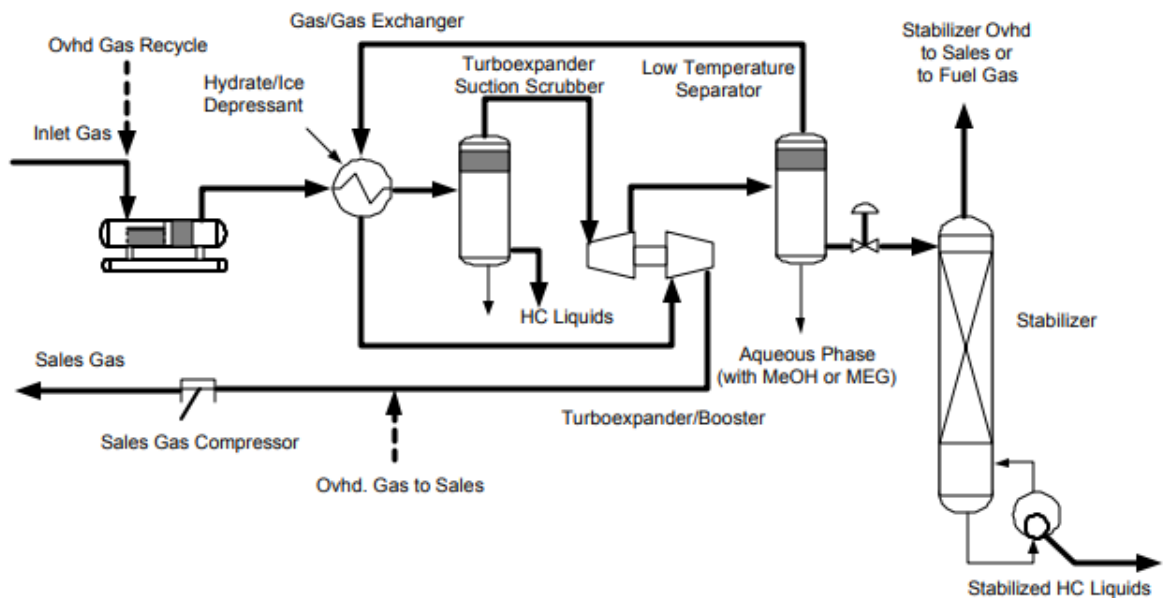


Figure 2– Turboexpander

Process Description

What follows is a description of the basic turboexpander dew point control unit (note: inlet dehydration and stabilization sections not shown, for simplification) according to recent designs in projects worldwide.

The process is as follows: the inlet gas, after having been received, separated, filtrated (optionally dehydrated) is sent to a gas/gas exchanger to recover refrigeration from the process. To prevent formation of hydrates in the exchanger, a solution of MEG (monoethylene -glycol) in water is injected on to exchanger tube sheet via a spray nozzle assembly, as in the standard refrigeration units. Provision is also made to inject methanol in the case of freezing. The pre-chilled gas is then sent to a turboexpander suction scrubber where condensed hydrocarbon and aqueous glycol are separated from

the gas in the scrubber and are sent to the stabilization unit. The gas stream continues to the turboexpander where the gas is expanded to a lower pressure to achieve the dew point requirements. In the expansion process that follows an isentropic pattern, the temperature is lowered by the effect of the pressure descent, while there is a simultaneous ho expansion, a solution of MEG in water is sprayed into the turboexpander inlet, and/or turboexpander body. It is important to note here that there are practically no chances of solid formation in the body of the expander (wheel). In fact, the rate at which the expansion occurs is so fast, that there is not enough residence time for the crystals and hydrates to form. However, those conditions need to be verified downstream of the turboexpander.

The turboexpander discharge is directed to the low temperature separator where the gas and liquids formed during the expansion are separated in gas and hydrocarbon and glycol/water liquid streams. The gas stream is directed to the gas/gas exchanger to chill the inlet gas, while the liquids are sent to stabilization for safe storage and transportation, and regeneration of MEG respectively. After leaving the gas/gas exchanger, the residue gas is directed to the turboexpander/booster compressor where the gas is compressed. This gas is then ready to be sent to pipeline or to a final sales compression train for delivery to pipeline.

As described, when compared with a traditional mechanical refrigeration unit, this process offers fewer pieces of equipment. It can be seen from this description that the elimination of the refrigeration system, associated condenser, and refrigeration storage and surge tank, contribute to the simplification of this process, providing an advantage for projects that, like those mentioned, will benefit from operational simplicity and ease of access to remote locations.

In searching for the operating conditions, the designer needs to conduct trial runs using the target temperature and pressure, separately, to determine phase envelopes at those conditions and most important, the phase envelope of the resulting sales gas phase. For the cricondenthem design case, the recommendations are similar, although the design starts by setting the exhaust turboexpander temperature close to the cricondenthem and verifying the phase envelope of the resulting gas phase to

ensure that the dew point is achieved at all pressures. The maximum discharge pressure of the turboexpander should be within a margin not exceeding 10-15% of the cricondenbar pressure. The final design dew point temperature should have a 2.5o to 5o C design margin to allow for condensate entrainment.

The fluid properties at the expander exhaust need to be verified to ensure that a good separation is possible. At high operating pressures and low temperatures, approach to critical conditions, densities and transport properties should be verified. If separation conditions are difficult, there is the risk of re-entraining the formed liquid during the expansion, and being out of specification on the required dew point. In general the ratio of the vapor density to the liquid density should not exceed 0.3.

The hydrate/ice formation conditions need to be analyzed to determine whether inhibition or dehydration steps are required. In general a good design margin of 2.5o to 5o C is suggested to stay away from freezing conditions.

Most facilities installed use a gas/gas exchanger to recover refrigeration justified on the basis of increasing the discharge pressure of the expander, and saving some recompression energy. If used, an approach of 5o to 10o C is suggested. The type of exchanger recommended is the shell and tube type, because it is more tolerant to dirt and the usual scaling, drilling fluids and fouling that are present in this type of plant. Unless the inlet gas cannot be delivered in a well cleaned and filtered condition, the use of other types of exchangers, like plate fins, is not recommended.

The warmer the gas, the more energy is recovered from the expander for the same pressure drop. However, the pressure will have to be lowered to achieve the same dew point as before. The key issue in this situation is to consult with the turboexpander manufacturer to verify that the booster can perform the required head. If the design is acceptable, the cost of the gas/gas exchanger and the suction scrubber can be saved. This design is acceptable for high temperature dew points.

In general, turboexpander dew point units can recover about 70% to 75% of the initial pressure conditions. In rich gas scenarios, the pressure recovery could be even higher. When gas has to be compressed before conditioning, it is worth it to study

different pressure levels, including the use of the booster in mode “pre-boost” to save compression cost. Pressure ratios need to be analyzed to determine where the highest impact is.

Should the expander be out of service, the gas from the scrubber can be routed to a “Joule - Thomson” valve to bypass or maintain the suction pressure of the turboexpander, therefore enabling liquids recovery to continue.

The design of the low temperature separator could be vertical or horizontal, depending on the liquid load and the presence of a glycol/water phase, that could require longer time to settle and separate. An internal coil should be considered to maintain liquids at a temperature to prevent hydrates or ice to form. The fluid from the expander exhaust is a fine mist rather than a stratified flow. Proper time to coalesce and settle needs to be allocated in the separator design. The piping between the expander exhaust and the separator should have enough length to allow a well-defined separation of phases to occur. Optionally, the final water/hydrocarbon separation could be done in a secondary separator.

3. Twister Technology

The Twister supersonic separator is a unique combination of known physical processes, combining aerodynamics, thermodynamics and fluid dynamics to produce an innovative gas conditioning process. Condensation and separation at supersonic velocity is the key for achieving a significant reduction in both capital and operating cost. Twister is a proven gas conditioning technology. Condensation and separation at supersonic velocity provides several unique benefits as the short residence time within the Twister tube prevents hydrate problems, thereby eliminating the use of chemicals and associated regeneration systems. A Twister tube designed for 1 MMSm³ /d (35 MMSCFD) at 100 bar is approximately 2 m long. The simplicity and reliability of this static device with no rotating parts, operating without chemicals, ensures a simple, environmentally friendly facility, with a high availability, suitable for de-manned operation. Twister can achieve both water and hydrocarbon dew pointing in one unit. The supersonic separation equipment has thermodynamics similar to a turbo expander, combining cyclone gas/liquid separation and re-compression in a compact, tubular device.

Processing of natural gas is the largest industrial gas separation application. The U.S consumption of natural gas is higher than 623 billion SCM/y and total worldwide consumption surpasses 2.69 trillion SCM/y. This consumption drives a worldwide market for new natural gas separation equipment of more than \$5 billion per year. Natural gas contains many contaminants, water being the most common undesirable component. Most natural gases will be nearly water-saturated at the temperature and pressure of production. Dehydration of natural gas is hence a critical step of the natural gas conditioning process as it reduces the potential for corrosion, hydrate formation and freezing in the pipeline. A conventional method for dehydration in the natural gas industry is the use of a liquid desiccant contactor-regeneration process by TEG. However, there are several operating problems with glycol dehydrators. Suspended foreign matters may contaminate glycol solutions and overheating of the solutions may produce decomposition products. Foaming of solution may also occur with resultant carry-over of liquid. Besides water contamination, natural gas contains liquids that should be commonly removed to meet hydrocarbon dew point specification. An undesirable result of extracting NGL is a lower heating value of the gas product which can reduce its market value. In this paper, Twister supersonic technology is evaluated and compared to conventional Joule-Thompson valve and Turboexpander.

Process Evaluation The Twister supersonic separator has similar thermodynamics to a turbo-expander based on Schinkelshoek (2008) studies. A turbo-expander transforms pressure to shaft power; Twister achieves a similar temperature drop by transforming pressure to kinetic energy (i.e. supersonic velocity). The Twister is a fixed actual volumetric flow device; the gas velocity at the throat of the inlet nozzle will always be exactly Mach 1.0 fixing the flow through the tube. The compact and lightweight Twister system allows the platform size to be reduced which results in an overall lower project cost for offshore applications. This conditioning technology can be used to simultaneously condense and separate water and hydrocarbons from natural gas. Based on the current performance, the upgraded technology can be applied for more stringent gas processing specifications where water dew point suppressions of

more than 25 °C are required, in addition to achieving chemical-free dehydration at a lower pressure drop without the use of moving part as well as avoidance of harmful BTX to the atmosphere, Twister is introduced as an environmental friendliness and no emission technology. Significant potential has been identified for application of Twister technology for various other gas processing applications including deep LPG extraction, bulk removal of CO₂ and H₂S, mercury removal and sub-sea gas processing. Figure 1 shows the cross sectional area of Twister tube. Twister BV, launched in April 2001 and the first commercial offshore Twister application on the Petronas/Sarawak Shell Berhad B11 facility on East Malaysia was installed in December 2003 and has now been in continuous operation with more than 98 % availability. This unit consists of 12 tubes dehydrating up to 600 MMSCFD of sour gas on the platform. The benefits of sub-sea gas conditioning may include: elimination of surface facilities, avoidance of riser systems, improved hydraulic performance of pipeline, slug prevention, hydrate prevention, corrosion prevention, pipeline cost savings and unmanned operation. Two complete Twister gas conditioning modules have been supplied to Shell Nigeria for chemical-free fuel gas treatment for a gas turbine driven power as well as Southern Swamp Associated Gas Solution (SSAGS) gas plant project which contains six identical Twister tubes for gas conditioning.

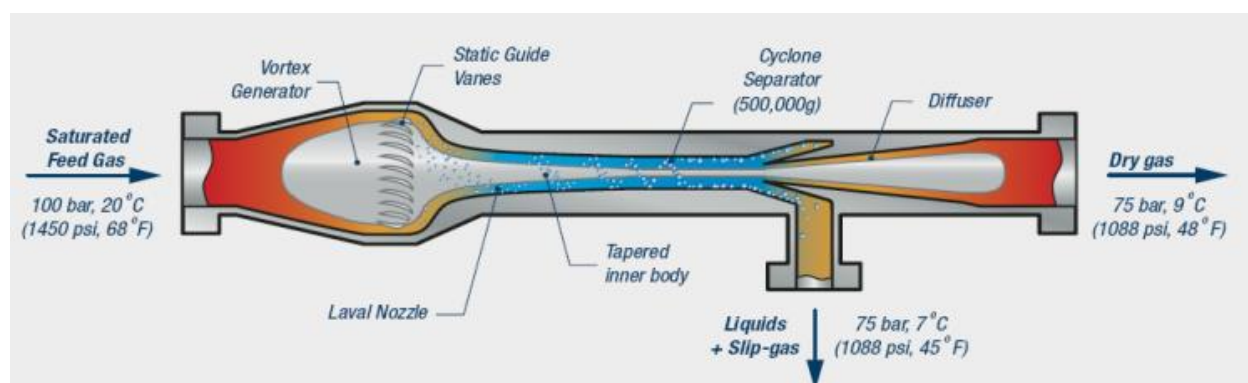


Figure 3 – Cross-section of Twister Tube

Whereas a Twister shows a higher NGL recovery for the same pressure drop compared to the JT system, this can also be used to reduce the pressure drop for the same performance as JT system. The availability of partially dehydrated gas and or hydrate inhibition chemicals enables the Twister system to expand much deeper into

the phase envelope than the JT system. Twister can maximise its heat integration since the gas-gas heat exchanger of a JT system is always much larger than for a Twister system. Even though a turboexpander has a similar isentropic expansion to a Twister tube, thus enabling a lower pressure drop than a JT valve for a similar expansion, an expander will have the same limitations as a JT system with regards to the minimum acceptable temperature in the LTS. Twister in combination with the hydrate separator therefore has a unique advantage over the turbo-expander and in many cases a 10 - 20 % higher efficiency than a turboexpander, by being able to replace JT valves in brownfield applications where gas conditioning at a lower pressure drop is required. Figure 4 depicts the comparison between Twister and JT valve to decrease temperature.

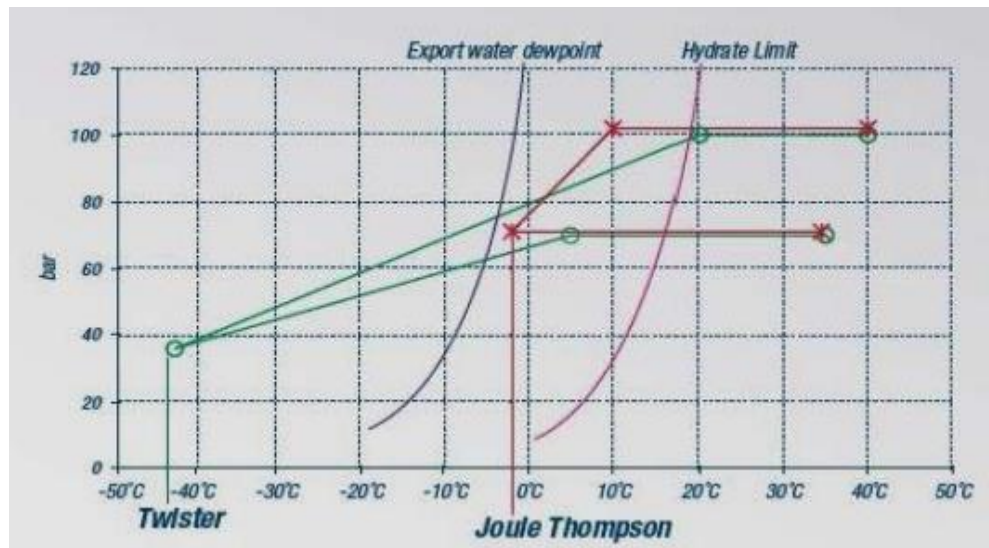


Figure 4 – The comparison of thermodynamics between Twister and conventional Joule-Thompson expansion

The improvement in performance is especially great at higher feed pressures and for leaner feed gas. With a feed pressure of 100 bar and downstream pressures of 55-75 bar the improvement is typically around 0.8-1.0 t/MMSCF more LPG and 15-20 bbl/MMSCF greater NGL recovery. With a feed pressure of 70 bar and downstream pressures of 40-50 bar the improvement is typically around 0.4-0.6 t/MMSCF more LPG and 5-10 bbl/MMSCF greater NGL recovery. At low feed pressures the benefit of Twister over the JT is eroded. At a feed pressure of 40 bar and downstream pressures of 20-30 bar, when expansion is inefficient as outlet pressure is below the

cricondentherm pressure, the NGL yields of the two processes are similar, though the Twister starts to outperform the JT for lean gas for higher pressure losses.

Twister technology has same advantages of JT valve and expander plus some other positive points e.g. compact configuration and lower capital and maintenance costs. Twister can reach the same expansion and temperature drop in comparison with JT valve in the lower pressure drop and make deeper expansion and LPG recovery in the same pressure drop with JT valve. Twister tube has similar isentropic efficiency with expander but can makes lower temperature and more NGL and liquid recovery.

Liquefied natural gas

Here again, the question of maximum plant size and optimum gas liquefaction process scheme are the main problems.

Generally speaking, some differences of opinion prevail regarding these problems.

In principle, four different energy systems are used prevail regarding these problems in LNG plants at present:

1. the standard cascade cycle
2. the single pressure mixed refrigerant cascade (MRC) cycle
3. the two pressure MRC-cycle
4. the propane MRC-cycle.

In the standard cascade cycle, three refrigerants methane, ethylene and propane are circulating in closed cycles (Figure 4). This therefore requires three separate compressors for propane, ethylene and methane. Easy start-up and reliable operation are obtained with this system.

The basic concept of using a single mixed component refrigerant was introduced to LNG processes in the early 1960s. The use of a single multicomponent refrigerant reduces the number of compressors and thereby plant costs (figure 4). In principle, only one compressor-driver set is needed. The advantages of the MRC-cycle accrue from the fact that fewer and larger pieces of equipment can be installed.

Comparing the standard cascade cycle with the MRC cycle, a lower thermodynamic efficiency of only about 30% as against 49% for the standard cascade

was calculated. Furthermore, operational difficulties in start-up and concerning stable operation due to loss of refrigerant were reported for MRC-cycle plants.

There are also differences as regards the maximum size plant which can be built according to the different cycle schemes. For the standard cascade cycle, the maximum size plant is indicated to be 1.3 million t/a LNG while for MRC plants a capacity of up to 2.2 million t/a is foreseen. The size of the large cryogenic heat exchangers of very special design and the size and quality of the compressors are the main factors controlling the maximum plant capacity.

Ease of start-up, stable operation, reliability of process equipment and on-stream time have to be evaluated against capital and operation costs in determining the type of energy system to be used for LNG plants. It seems that the MRC-cycle is suited to much larger plant sizes and, assuming that the reported operational difficulties can be overcome, it should prove to be the more attractive scheme.

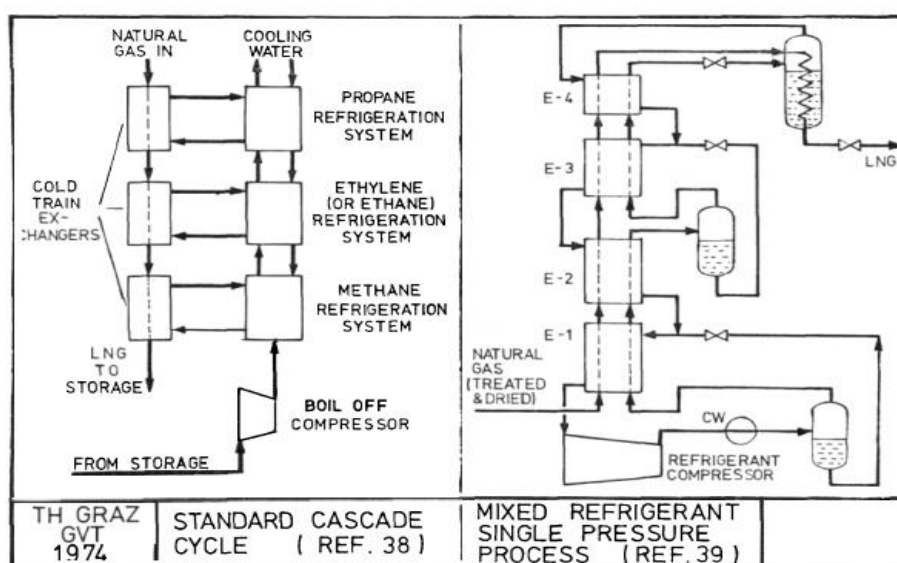


Figure 4 – Energy systems for LNG plants

The separation of ethane and other heavier hydrocarbons from LNG or natural gas can now make available materials for the petrochemical industry or LPG. Several different separation schemes are available. Depending on the requirements, either partial condensation, expansion or low temperature oil adsorption is to be preferred.

An unusual application in this field is the use of the Ranque-Hilsch effect for the purpose of recovering heavy hydrocarbons from natural gas.

The Ranque-Hilsch effect is the surprising phenomenon that passing a gas into a tube through a tangential nozzle at the speed of sound, the axial layer of the gas is cooled and the outer parts are heated. Drawing off gas from the two ends of this “Vortex”-tube, temperature differences of several hundred degrees Centigrade can be obtained. This effect was applied in a pilot plant for the separation of heavier hydrocarbons from natural gas. A flow scheme of the pilot plant, which could process up to 5000 Nm³/h gas, is shown in Fig. 3. The adiabatic efficiency of the Vortex-tube is about 40% compared to that of a throttle of 20% and that of an expansion engine of 70-80 %.

Summary and Conclusions

We have discussed the use of the turboexpander dew point as a viable and economically advantageous technology for gas conditioning. It is the option of choice for high pressure fields, benefiting with the production of refrigeration and compression work. Its use in the offshore environments has helped to prove that is adequately fit for the purpose of gas conditioning. Although the cases analyzed were favorable to its use, sound economical analysis is recommended on a case-by-case basis to prove its adequacy to specific scenarios. The turboexpander is a mature technology that is based on sound and robust experience, and it brings operational reliab.